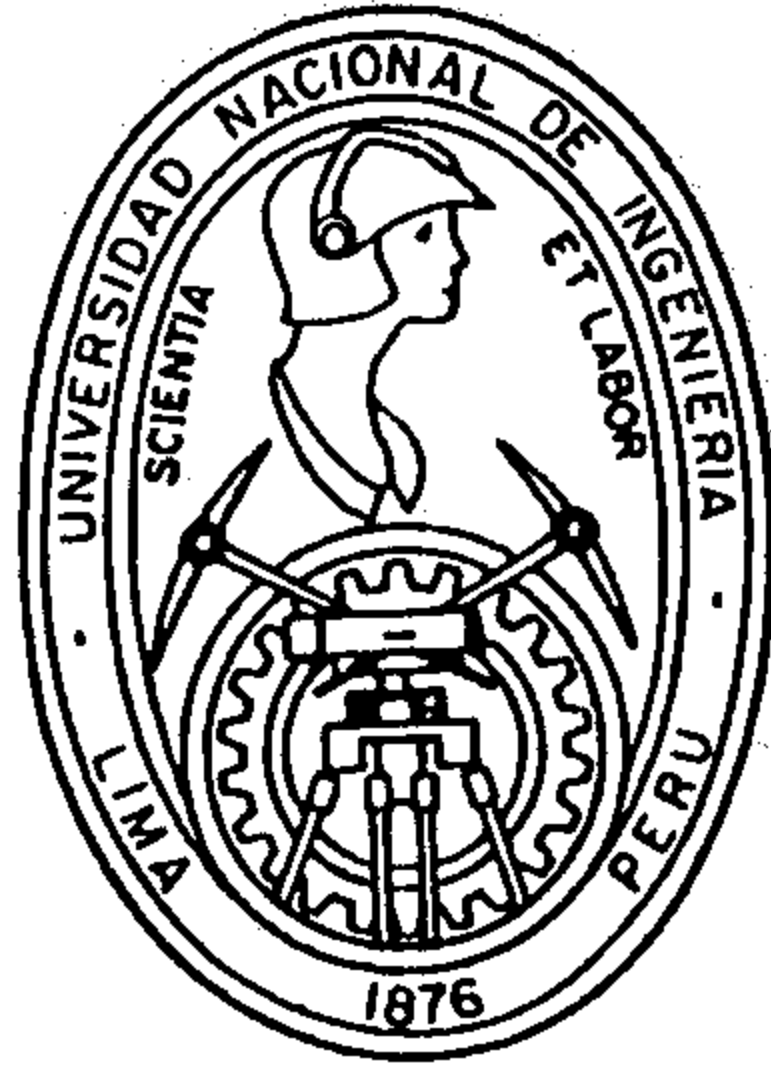


# Universidad Nacional de Ingenieria

FACULTAD DE INGENIERIA MECANICA



**“ Diseño y Construcción de una Planta de Producción  
de Biogas y Bioabono a Partir de 12 TM/ Dia  
de Residuos Industriales de Indalsa ”  
( Industrialización de Alimentos S. A. ) Chanchamayo.**

**T E S I S**

PARA OPTAR EL TITULO PROFESIONAL DE:

**INGENIERO MECANICO**

**ROLANDO CIRILO MAITA FRANCO**

PROMOCION: 1984 - 2

**LIMA • PERU • 1990**

INDICE

	Pagina
PROLOGO	1
CAPITULO I : INTRODUCCION.	
1.1 Interés de la Tecnología de biogas	8
1.2 Justificaciones	9
1.3 Evaluación del desarrollo actual de biogas en los países andinos.	11
CAPITULO II : PROBLEMATICA ENERGETICA EN LA SELVA CENTRAL, PROCESOS DE PRODUCCION DE BIOGAS Y UTILIZACIONES DE BIOGAS Y BIOABONO.	
2.1 Problemática Energética en la selva central.	14
2.1.1 El balance nacional de Energía y la selva central.	14
2.1.2 Medio ambiente, clima y recursos energéticos.	19
2.1.3 Fuentes energéticos no convencio- nales y alternativas.	22
2.1.4 Potencial de biogas en el área rural del Perú.	24
2.2 Generalidades del proceso de pro- ducción de Biogas y Bioabono	32
2.2.1 Proceso de digestión anaeróbica.	32
2.2.2 Factores que gobiernan el proceso.	37

2.2.3 Procedimiento experimental: Producción de biogas a nivel de laboratorio.	41
2.2.3.1 Descripción de Equipo	45
2.2.3.2 Sistema de digestión	47
2.2.3.3 Procedimientos analíticos	48
2.2.3.4 Procedimiento operativos	48
2.2.3.5 Operación de Digestores y control de digestión.	56
2.2.3.6 Resultados obtenidos	57
2.2.3.7 Discusiones de resultados.	58
2.2.3.8 Conclusiones de la experiencia.	66
2.2.4 Sistemas de digestión y equipos de digestores.	67
2.2.4.1 Sistemas de digestión existentes	68
2.2.4.2 Tipos de digestores.	72
2.2.5 Selección de desechos orgánicos y técnicas de caracterización.	81
2.2.6 Características principales de la combustión del biogas.	84
a. Propiedades físico - químicas.	
b. Análisis del biogas.	
2.2.7 Características principales de la combustión del biogas.	88
2.2.8 El biogas y algunos parámetros importantes del quemador.	91
2.3 Utilización del biogas, efluentes y	

2.2.3 Procedimiento experimental: Producción de biogas a nivel de laboratorio.	41
2.2.3.1 Descripción de Equipo	45
2.2.3.2 Sistema de digestión	47
2.2.3.3 Procedimientos analíticos	48
2.2.3.4 Procedimiento operativos	48
2.2.3.5 Operación de Digestores y control de digestión.	56
2.2.3.6 Resultados obtenidos	57
2.2.3.7 Discusiones de resultados.	58
2.2.3.8 Conclusiones de la experiencia.	66
2.2.4 Sistemas de digestión y equipos de digestores.	67
2.2.4.1 Sistemas de digestión existentes	68
2.2.4.2 Tipos de digestores.	72
2.2.5 Selección de desechos orgánicos y técnicas de caracterización.	81
2.2.6 Características principales de la combustión del biogas.	84
a. Propiedades físico - químicas.	
b. Análisis del biogas.	
2.2.7 Características principales de la combustión del biogas.	88
2.2.8 El biogas y algunos parámetros importantes del quemador.	91
2.3 Utilización del biogas, efluentes y	

bioabono.

2.3.1 Utilización del biogas.	98
a. Adaptación de equipos.	
b. Motores de combustión interna (MCI)	
c. Quemadores	
d. Intercambiabilidad de gases.	
e. Equivalencias con otros combusti- bles y descripción del consumo de bigas por tipo de equipo.	
2.3.2 Utilización de efluentes	108
2.3.3 Utilización de Bioabono	112
2.3.3.1 Resultados de trabajos experimen- tales en Cajamarca, Perú.	113
2.3.3.2 Resultados de trabajos experimen- tales en Cochabamba, Bolivia.	114
2.3.3.3 Centro Internacional de la Papa (CIP) San Ramón - Chanchamayo.	120

### CAPITULO III : DISEÑO DE LA PLANTA PRODUCTORA DE BIOGAS Y BIOABONO.

3.1 Flujo del proceso de producción de biogas y bioabono.	123
3.2 Criterios para la selección del tipo de digestores.	128
3.3 Diseño de digetores	130
3.3.1 Factores que influyen en el diseño	133
3.3.2 Parámetros de diseño	137

3.3.2.1 Cantidad de biogas requerido (Go)	137
3.3.2.2 Cantidad de materia prima requere- rido (MO).	139
A. Recursos en residuos de fruta con que se cuenta.	
B. Diagrama de flujo Procesamiento de fruta y residuos.	
C. Balance de materia.	
3.3.2.3 Tiempo de Retención (Tr.)	148
3.3.2.4 Volumen del digestor ( $V_1$ ) y di- mensiones.	152
3.3.2.5 Método constructivo del diges- tor tipo Hindú.	156
I. Forma y carga estática	157
II. Ventaja y desventaja del uso de ladrillos.	160
III. Método constructivo del digestor tipo Hindú.	161
A. Vaciado losa del fondo.	162
a. Cálculo del peso de losa por mL.	
b. Espesor de la losa del fondo.	
c. Separación de fierros.	
d. Materiales necesarios.	
B. Para el muro y columnas.	168

C.	Depósitos de carga y descarga.	171
D.	Acabados	172
3.3.2.6	Volumen del Gasómetro (Vg) y dimensiones.	174
I.	Consideraciones de diseño de recipientes de paredes delgadas, para pequeñas presiones internas.	176
A.	Esfuerzo permisible en recipiente.	
B.	Espesor de plancha del casco.	
II.	Consideraciones de diseño del techo cónico autosoportado.	179
III.	Máxima presión de diseño.	179
IV.	Area requerida a compresión en uniones de techo a casco.	180
V.	Presión de falla calculada.	180
VI.	Anillos de refuerzo (atiezadores).	181
VII.	Conexiones y accesorios del recipiente.	183
VIII.	Uniones de soldadura.	183
IX.	Datos y cálculos.	185
3.3.2.7	Cantidad de calor requerido (Q)	
I.	Cantidad de calor que necesita la carga orgánica (Q <sub>1</sub> ).	189

II. Cantidad de calor perdido ( $Q_2$ )	190
III. Datos y cálculos.	196
CAPITULO IV : DISEÑO DE INSTALACIONES COMPLEMENTARIOS.	
4.1 Sistema de agitación y de alimentación	205
4.1.1 Selección de bombas para recirculación y adiciones de lodos.	206
4.1.1.1 Factores que influyen en la selección de la bomba.	
4.1.1.2 Principio de la bomba morno.	
I. Aplicaciones	
II. Propiedades típicas.	
4.1.2 Datos y cálculos.	213
4.2 Purificación y secado del biogas	216
4.2.1 Absorción sólida.	
4.2.2 Absorción de agua.	
4.3 Compresión y almacenamiento del biogas	223
4.3.1 Selección del compresor.	
4.3.2 Tanque y equipo de almacenamiento del biogas.	
4.4 Sellados, pruebas de hermeticidad de digestores e instalaciones de accesorios.	236
4.4.1 Sellado.	
4.4.2 Pruebas de hermeticidad.	
4.4.3 Instalaciones de accesorios.	
- Aberturas y equipos de acceso	



- Tuberías	
4.5 Mantenimiento físico y dispositivos de seguridad de la planta.	243
4.5.1 Mantenimiento	
4.5.2 Dispositivos de seguridad.	
4.6 Servicios requeridos.	247
a. Agua.	
b. Vapor.	
c. Energía eléctrica.	
d. Combustible.	
e. Aire.	
 CAPITULO V : ANALISIS ECONOMICO	
5.1 Factores que afectan los costos de Inversión y de producción.	252
5.2 Cálculo y estimación de las inversiones.	254
5.2.1 Capital fijo.	
5.2.2 Capital de trabajo.	
5.3 Cronograma de Inversiones.	255
5.4 Análisis del costo de producción.	255
5.4.1 Costos fijos.	
5.4.2 Costos variables.	
5.5 Costo unitario de producción.	256
5.6 Valor unitario de venta.	257
5.7 Estimación de ingresos y gastos para diversos niveles productivos.	257

5.8 Punto de equilibrio económico.	259
5.9 Evaluación económica.	261
5.9.1 Flujo económico de pérdidas o ganancias (FE).	
5.9.2 Valor actual neto o flujo de caja.	
5.9.3 Valor actual neto económico (VANF).	
5.9.4 Valor actual neto financiero (VANF).	
5.9.5 Costo equivalente anual (CEA).	
5.9.6 Relación beneficio - costo (BE/CE).	
5.9.7 Tasa interna de retorno (TIR).	
5.9.8 Periodo de recuperación del capital (PRC).	
5.9.9 Rentabilidad de la inversión (RI).	
Anexo 5.2 Análisis del cuadro de inversiones.	269
Anexo 5.3 Presupuesto de obra y lista de materiales para la construcción de la planta.	271
Anexo 5.4 Análisis del costo de producción.	276
CONCLUSIONES.	279
BIBLIOGRAFIA.	287
PLANOS.	
APENDICE.	

SIMBOLOS LITERALES

SIMBOLO	DESCRIPCION	Unidades Preferida
API	American International Petroleum	
ASTM	American Standard Theehnic Mechanic	
A	Abono mineral de recursos locales.	% M.S.
Ao	Area requerida a compresión en uniones de techo a casco.	Pulg <sup>2</sup>
As	Sección del acero.	cm <sup>2</sup>
Ap	Area promedio del reservorio.	m <sup>2</sup>
AD	Agua de dilución.	Kg/día
$\alpha$	Angulo de talud.	Grad
B	Estiércol fresco de ganado vacuno.	Kg
B <sub>1</sub>	Bioabono sólido.	
B <sub>2</sub>	Bioabono líquido (efluente).	
BE	Beneficio.	U.S \$
bbl	Barriles de petróleo.	
°C	Centigrado.	Grad.
Co	Espesor adicional para asegurar la Resistencia a la corrosión.	Pulg.
Ce	Calor específico de lodo.	Kcal/Kg/°C
Cp	Calor específico del agua.	KJ/Kg.°C
Ct	Carbono total.	
C/N	Relación de materia Carbono/Nitrógeno.	
C.N.	Condiciones normales.	
CH <sub>4</sub>	Metano.	%
CO <sub>2</sub>	Dióxido de carbono.	%

CA	Costos anuales.	U.S. \$
CR	Cobranzas al rebatir en un mes.	U.S. \$
CE	Costo.	U.S. \$
CEA	Costo equivalente anual.	U.S. \$
D	Diámetro nominal.	m
D <sub>i</sub>	Diámetro interior.	m
D <sub>o</sub>	Diámetro de gasómetro.	m
d	Espesor de losa (piso).	m
DV	Compost. desecho vegetal.	
T	Aumento de Temperatura.	Grad.
E	Estiércol (materia prima).	Kg
E <sub>1</sub>	Eficiencia calorífica de quemador.	%
E <sub>2</sub>	Fuerza resultante.	Kg
E <sub>3</sub>	Eficiencia de junta (soldadura).	%
e	Presión de la tierra.	Kg/m <sup>2</sup>
F	Fertilización.	
f <sub>c</sub>	Resistencia de concreto a la rotura.	Kg/cm <sup>2</sup>
f <sub>y</sub>	Esfuerzo de fluencia del acero.	Kg/cm <sup>2</sup>
f'c	Esfuerzo de trabajo de plancha-acero.	Psi
FE	Utilidad disponible.	U.S. \$
E <sub>cal</sub>	Eficiencia del caldero.	%
FAS(i,n)	Factor de Actualización de la Serie.	
FSA(i,n)	Factor Simple de Actualización.	
FRC(i,n)	Factor de recuperación del Capital.	
G	Fertilización química: N.P.K.	
G <sub>o</sub>	Cantidad de biogas requerido.	m <sup>3</sup>
G <sub>i</sub>	Flujo volumétrico o caudal de gas.	Pies/min

GF	Gastos fijos anuales.	U.S. \$
GV	Gastos variables anuales.	U.S. \$
h	Altura manométrica.	cm.de H <sub>2</sub> O
h <sub>0</sub> , h <sub>1</sub>	Altura inicial y final.	cm.de H <sub>2</sub> O
hm	Altura de muro (ladrillos).	m
h <sub>f</sub>	Entalpía del agua de alimentación a la temperatura ambiente y presión atmosférica.	KJ/Kg
h <sub>f0</sub>	Entalpía de evaporación a la presión de 5.0 Kg/cm <sup>2</sup> .	KJ/Kg
H	Altura total del digestor.	m
H <sub>1</sub>	Altura util del digestor.	m
H <sub>0</sub>	Altura normal del gasómetro.	m
H <sub>2</sub>	Altura mínima de conicidad del gasómetro.	m
H <sub>ad</sub>	Carga adiabática.	Pies
HP	Potencia	
I	Carga calórica del quemador.	Kcal/hr
Inv	Costo de inversión.	U.S. \$
i	Tasa de interés nominal.	%
K	Relación entre calor específico del gas a presión constante y el calor específico del mismo gas a volumen constante.	
K <sub>0</sub> , K <sub>i</sub>	Conductancia superficial en la interfase pared-aire, fuera y dentro del tanque.	Kcal/m <sup>2</sup> .hr.°C

Kn	Conductividad térmica de los diferentes materiales.	Kcal/m <sup>2</sup> .hr.°C
Kp	Factor promedio.	
Ks	Coeficiente de seguridad.	
K <sub>s</sub>	Factor de servicio admisible para la compresora.	
L	Longitud de circunferencia.	m
MW	MegaWatts.	
M	Cáscaras de fruta Maracuyá.	Kg
MO	Cantidad de materia prima requerida	Kg/día
Mc	Consumo de combustible.	Lb/hr
Mv	Consumo de vapor.	Kg/hr
MU	Margen de utilidad.	%
n	Número de periodos.	años
N	Cáscaras de fruta Naranja.	Kg
Nt	Nitrógeno total.	
p	Presión standar.	760 mm. Hg
P <sub>1</sub>	Presión de gas en digestor(0.2m.c.H <sub>2</sub> O) =	Lb/pulg <sup>2</sup>
P <sub>2</sub>	Presión de gas a la salida comprimida.	Lb/pulg <sup>2</sup> abs.
Pf	Presión de falla calculada.	Pulg.H <sub>2</sub> O
P <sub>max</sub>	Máxima presión de diseño.	Pulg.H <sub>2</sub> O
P	Cáscaras de fruta Piña.	Kg
P <sub>s</sub>	Presión de servicio.	kg/cm <sup>2</sup>
PM	Peso molecular del gas.	Kg-m/Kg-mol
P <sub>calorif</sub>	Poder calorífico del combustible.	Kcal/Kg
PU	Valor unitario de venta.	U.S. \$

P <sub>m</sub>	Pagos mensuales.	U.S. \$
PRC	Periodo de recuperación del Capital.	Años, meses
Q	Cantidad de calor requerido.	Kcal/día
Q <sub>1</sub>	Cantidad de calor que necesita la carga orgánica.	Kcal/día
Q <sub>2</sub>	Cantidad de calor perdido.	Kcal/día
q <sub>a</sub>	Calor perdido a través de las paredes.	Kcal/hr
q <sub>b</sub>	Calor perdido a través del piso.	Kcal/hr
q <sub>c</sub>	Calor perdido en la cubierta.	Kcal/hr
Q <sub>3</sub>	Calor consumido.	Kcal/hr
Q <sub>4</sub>	Calor de combustión.	BTU/hr
Q <sub>5</sub>	Caudal de la compresora.	Lit/min
R	Constante de gas. 62.36mm.Hg m <sup>3</sup> /Kg-mol-	°R
r <sub>o</sub>	Radio promedio del cuerpo.	Pulg.
RI	Rentabilidad de la inversión.	%
ST	Sólidos totales de material en digestión	
SV	Sólidos volátiles.	
s	Separación de fierros.	m
S	Area del material normal a la dirección de la pérdida del calor.	m <sup>2</sup>
Sc	Esfuerzo circunferencial de plancha.	Psi
Sl	Esfuerzo longitudinal de la plancha.	Psi
T	Temperatura.	Grad
To	Temperatura del gas en estado no standard.	Grad
T <sub>1</sub> , T <sub>2</sub>	Temperatura inicial y final del material que se calienta.	Grad

$T_s$	Testigo.	
$T_x$	Temperatura del agua a calentarse.	Grad
$TM$	Toneladas métricas.	
$T_t$	Peso total del lodo.	Kg
$Tr$	Tiempo de residencia del lodo.	días
$t$	Tiempo necesario para la elevación de la temperatura.	hr
$T_m$	Espesor nominal del material (Plancha).	Fulg
$t_1$	Tiempo de calentamiento.	hr
$(T_o - T_a)$	Diferencia de temperatura entre el lodo digerido y crudo.	Grad
$TIR$	Tasa Interna de Retorno.	%
$u$	Velocidad de combustión del gas combustible.	m/seg
$u'$	Velocidad de combustión de la mezcla de gas combustible y gas inerte.	m/seg
$U$	Coeficiente general de transferencia de calor.	Kcal/m <sup>2</sup> .hr.°C
$V_s, V_o$	Volúmenes de gas en estado standar y no standar.	m <sup>3</sup>
$V_c$	Demanda teórica de aire del biogas.	m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup>
$V_1$	Demanda teórica de aire de cada combustible componente.	m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup>
$V_g$	Volumen del gasómetro.	m <sup>3</sup>
$V_2$	Volumen de tanque de fermentación.	m <sup>3</sup>
$V_3$	Volumen carga orgánica diaria.	m <sup>3</sup>
$V_4$	Volumen tanque del compresor.	Lit



$V_1$	Volumen del digestor.	$m^3$
$VV$	Volumen de ventas.	U.S. \$
$VR$	Valor de recuperación.	U.S. \$
$VANE$	Valor Actual Neto Económico.	U.S. \$
$VANF$	Valor Actual Neto Financiero.	U.S. \$
$W$	Peso del material que se calienta.	Kg
$W_1$	Fuerza resultante.	Kg
$w$	Presión hidráulica.	$Kg/m^2$
$W_0$	Peso total del casco más cualquier estructura soportada por el casco y el techo.	Lb
$W_d$	Carga muerta.	$Kg/cm^2$
$W^i$	Carga viva.	$Kg/cm^2$
$W_{pp}$	Peso propio.	$Kg/cm^2$
$W_{pt}$	Peso piso terminado.	$Kg/cm^2$
$W_c$	Peso del concreto.	$Kg/mL$
$W_m$	Peso del muro (ladrillos).	$Kg/mL$
$X$	Producción física anual, variable según la capacidad aprovechada.	TM/año
$x_i$	Cantidad de cada gas componente del biogas.	%
$x_n$	Espesores de los diferentes materiales.	cm
$Y_c$	Peso del concreto armado.	$Kg/m^3$
$Y_m$	Peso del muro.	$Kg/m^3$
$\gamma_b$	Densidad peso del biogas.	$Kg/m^3$
$\gamma_i$	Densidad peso de cada componente del biogas.	$Kg/m^3$

1/1000	Factor de conversión de carga a volumen para concentraciones de sólidos de 6 - 9 %	
$\delta$	Densidad de $V_z$ , para diluciones de 6 a 9 % de sólidos totales en la mezcla de fermentación.	
$\rho_s$	Densidad del terreno.	Kg/m <sup>3</sup>
$\sigma$	Resistencia del suelo.	1.2 Kg/cm <sup>2</sup>
$q$	Cuantía.	
$\theta$	Angulo entre el techo y un plano horizontal en la union del techo al casco.	Grad

"DISEÑO Y CONSTRUCCION DE UNA PLANTA DE PRODUCCION DE BIOGAS Y BIOABONO A PARTIR DE 12 TM/DIA DE RESIDUOS INDUSTRIALES DE INDALSA"(INDUSRIALIZACION DE ALIMENTOS S.A.) - CHANCHAMAYO.

PROLOGO. El presente trabajo se elaboró atendiendo las necesidades urgentes de la planta en su línea de producción, específicamente en su línea de eliminación de efluentes y residuos obtenidos de la producción diaria de frutas.

En los primeros años del desarrollo de la planta se dió poca importancia al problema de residuos por las cantidades que representaban, siendo eliminados en su forma más simple posible. En la actualidad estos residuos significan volúmenes mayores al haberse incrementado la producción; de continuase eliminando de la misma forma, éstas ocasionarían graves problemas tanto económicos como sociales que se vinculan con la contaminación ambiental y peligros para la salud.

Por otra parte existen disposiciones emanadas por la Municipalidad Provincial de Chancamayo que prohíben la eliminación de residuos dentro de su ámbito y obligan a las empresas a dedicar esfuerzos a la elaboración de métodos adecuados para el tratamiento y eliminación de residuos.

De acuerdo alas características de los residuos orgánicos y a las cantidades obtenidas diariamente se planteó a la empresa la posibilidad de la recuperación y el aprovechamiento al máximo de estos residuos y esto me conllevó a elaborar un proyecto de tesis. La empresa evaluó este estudio dando la prioridad necesaria del caso; de

inmediato se dieron comienzo con los trabajos de esta obra y para el financiamiento se ha buscado el apoyo de entidades como son PNUDI y INTINTEC; presentando un proyecto "Obtención de biogas a partir de residuos cítricos y no cítricos de la planta procesadora Concentradora Selva", En la cual participo como diseñador de digestores y quemadores; que a la fecha a sido aceptado para su desarrollo, siendo esto a la vez un avance tecnológico para el valle de Chanchamayo.

El biogas no es otra cosa que un gas combustible básicamente conformado por la combinación de metano ( $\text{CH}_4$ ) y dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ) y que su producción se debe a un proceso bioquímico de degradación de la materia orgánica (residuos) por acción de microorganismos en ausencia de aire; el elemento residual (bioabono) viene a ser un excelente fertilizante que pueden usarse en la agricultura, piscicultura y ganadería.

Para ilustrar el presente trabajo describiremos los capítulos incluidos en ella.

En el capítulo I tenemos la introducción donde se muestran los alcances que se quiere lograr con este proyecto.

En el capítulo II se menciona la problemática energética en la Selca central, generalidades del proceso de producción de biogas - bioabono y utilizaciones de las mismas.

En el capítulo III se muestran la evaluación del diseño de la planta productora de biogas - bioabono, factores que influyen, parámetros de diseño de digestores y gasómetros,

método constructivo de digestores y la evaluación del calor requerido durante el proceso.

En el capítulo IV tenemos la evaluación del diseño de las instalaciones complementarias de la planta; sistema de agitación y alimentación purificación y secado del biogas, compresión y almacenamiento del gas, pruebas de hermeticidad de digestores, mantenimiento y dispositivos de seguridad de la planta.

Finalmente tenemos el capítulo V donde se evalúa el análisis económico de la alternativa propuesta y para ellos se han considerado valores reales al mes de Junio a un tipo de cambio del Inti peruano. I/. 74,000 x U.S. \$ (Intis por dolar).

## CAPITULO I

### 1. INTRODUCCION

El panorama energético mundial dominado por el petróleo, esta generando grandes desequilibrios económicos con grave repercusión en la economía nacional de países en desarrollo. Particularmente en el Perú, la escasez y los altos costos de los combustibles derivados del petróleo afectan agudamente el desarrollo de nuestra zonas rurales, donde la ineficiente infraestructura de transporte y sobre todo el reducido poder adquisitivo de la población hacen casi imposible el uso de estos combustibles, aumentando la demanda insatisfecha de energía. Al problema energético se suman problemas de alimentación y salud que menoscaban las condiciones de vida del agro, con gran preocupación para el futuro del país.

Este problema plantea la prioritaria necesidad de desarrollar los recursos energéticos renovables y no convencionales, como alternativa energéticas para el desarrollo de las áreas rurales de países en desarrollo como el Perú. Una fuente de energía que ha despertado últimamente la atención pública es la biomasa.

La energía de biomasa de residuos vegetales y desechos de animales representan un potencial en las zonas rurales, siendo una de las más apropiadas para el desarrollo integral de generaciones de biogas a partir de la fermentación anaeróbica. Un análisis estadístico del potencial teórico de biogas en el Perú; a partir de desechos de animales y residuos agrícolas revelan que

anualmente se producen 47 millones de TM de desechos, que representan un potencial máximo de biogas de 2416 millones de m<sup>3</sup> de este combustible, lo cual equivale a 108 millones de balones (12 Kg) de GPL.

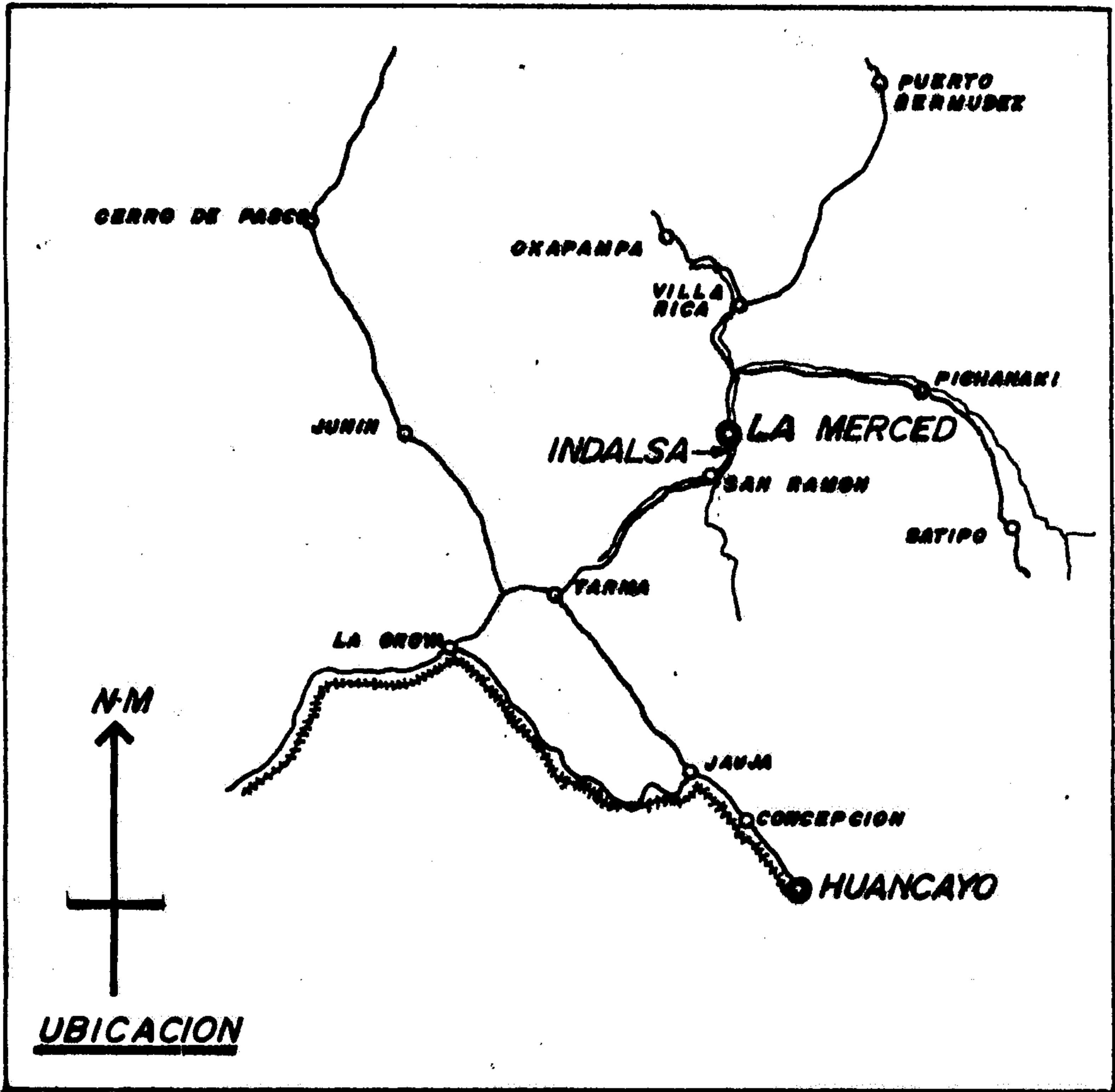
La fermentación de la materia orgánica en ausencia de oxígeno (fermentación anaeróbica) produce una mezcla de gases conocido como biogas (CH<sub>4</sub> de 55 - 65% y CO<sub>2</sub> de 35 - 45% dejando un lodo residual llamado bioabono de alto poder fertilizante. La energía almacenada de esta manera es del orden de 4870 Kcal/Kg.

Este proceso de fermentación anaeróbica ocurre en forma natural en los intestinos de los mamíferos y debajo de las aguas estancadas de los pantanos; los estudios realizados sobre este proceso han permitido reproducirlo controladamente en digestores, lo cual ha dado lugar al estudio de la bioquímica del proceso y con ello la tecnología de producción de biogas.

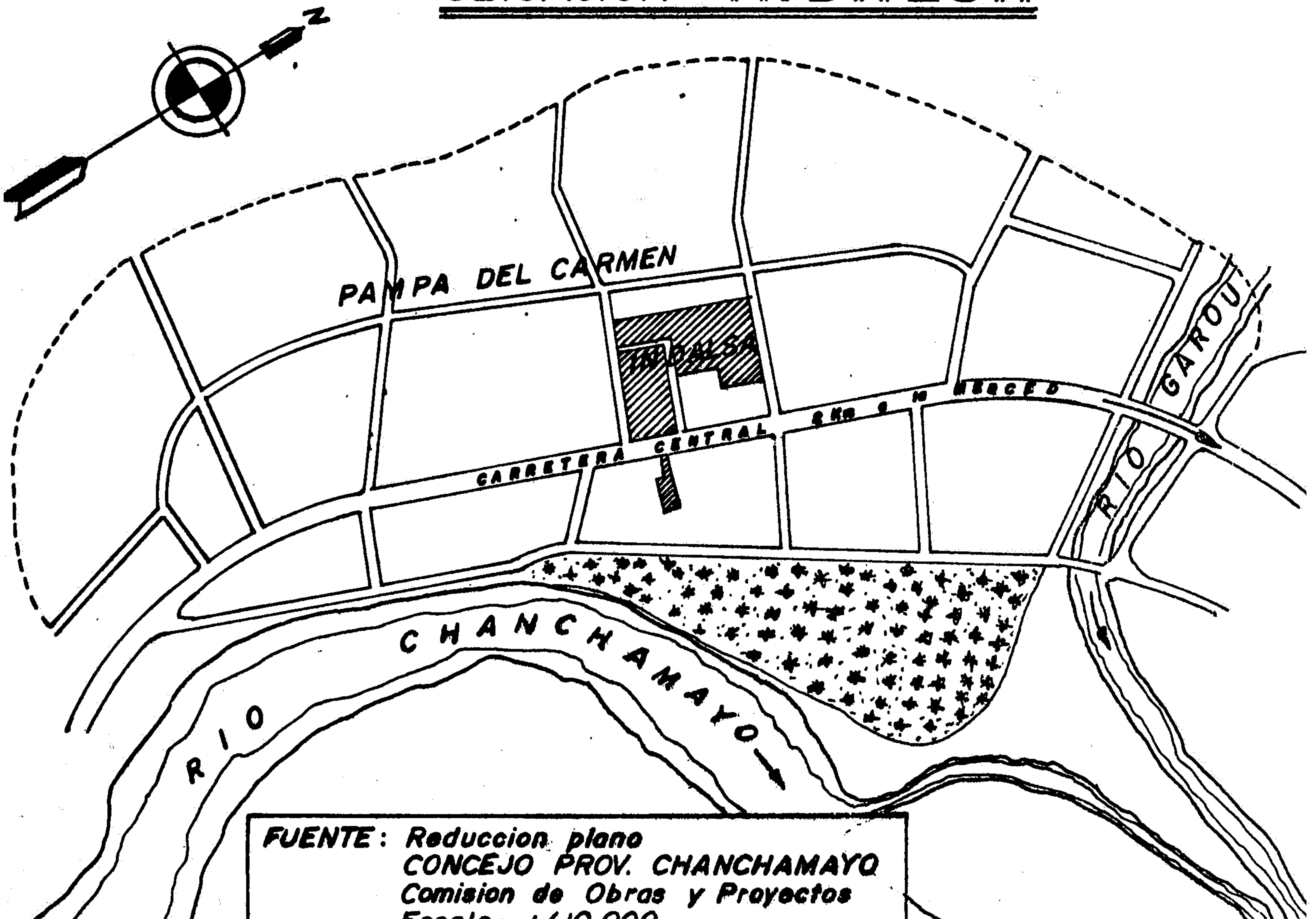
La región de la selva central ofrece una variedad de producción agropecuaria, destacando las frutas que hacen propicia el establecimiento de empresas agroindustriales fabricantes de alimentos.

Actualmente la única industria procesadora de frutas en la zona es INDALSA, cuya producción son: Jugos, Nectares, conservas, mermeladas, cremogenados, concentrados y otros derivados de la fruta. Sus productos son comercializados en el mercado nacional e internacional. (Ver figura - 1, ubicación planta INDALSA).





UBICACION INDALSA



CUADRO 1

EVOLUCION DE LA PRODUCCION DE INDALSA (TM)

ANO	FRUTA COMPRADA	PRODUCCION TOTAL	RESIDUOS DE PRODUCCION	PORCENTAJE DE RESIDUOS%
1981	6700.5	3290.	3410.5	50.9
1982	5500.4	2118.	3382.4	61.5
1983	4217.0	2280.	1937.0	45.9
1984	5200.4	2252.	2948.4	56.7
1985	6705.0	3037.	3668.0	54.7
1986	6931.0	3105.	3826.0	55.2
1987	7626.0	3455.	4171.0	54.7
1988	7779.2	3578.2	4201.0	54.0
1989	8192.6	3760.4	4432.2	54.1
1990	8605.9	3921.5	4684.4	54.4
1991	9019.3	4110.0	4909.4	54.4
1992	9432.7	4298.3	5134.4	54.4
1993	9846.0	4486.6	5359.4	54.4
1994	10259.4	4675.0	5584.4	54.4
1995	10679.4	4869.6	5809.4	54.4

I. Años 1981 - 1988 cifras históricas.

II. Según presupuesto de 1989.

III. 1990 - 1995 proyección.

La obtención de gas metano, a partir de la fermentación anaeróbica de desechos orgánicos en plantas de biogas, no es una novedad tecnológica a nivel mundial; sin embargo, su aplicación en el país si constituye una novedad tecnológica en lo que corresponde a la producción de biogas y bioabono.

El presente trabajo tiene por objetivo adoptar y desarrollar la tecnología de biogas a escala semi-industrial a fin de suministrar energía y fertilizantes para su aplicación en actividades productivas de la

planta INDALSA. Como materia prima se utilizarán los residuos orgánicos obtenidos de la producción diaria (cáscaras de naranja 22.5%, piña 43.6%, maracuyá 32.0% y otros 1.9%), parte de estos residuos se utilizarán en la preparación de alimentos ensilados para ganado vacuno de SAPIA (Sociedad Anónima de Producción Industrial Agropecuaria) a cambio de obtener sus desechos (estiércol) sin costo alguno. Para la digestión anaeróbica se utilizaran una mezcla de estiércol y cáscaras. Para el cumplimiento del objetivo se consideró necesario primero realizar ensayos a nivel de laboratorio para evaluar los parámetros fisico-químicos que afectan el proceso, selección y formulación óptima de los desechos orgánicos.

#### 1.1 INTERES DE LA TECNOLOGIA DE BIOGAS

a. Para el sector industrias y empresas de ramas metal mecánica y construcciones que estaban interesados en la fabricación de partes y accesorios de los digestores en la etapa de difusión de la tecnología.

b. Los sectores de Energía y Minas, Agricultura porque permitirá la producción descentralizada de combustibles y fertilizantes adecuados y baratos en el mismo lugar de consumo, lo cual redundará en un ahorro de divisas.

c. Para el sector salud, porque permitirá apoyar los planes de mejoramiento de la sanidad ambiental,

mediante un adecuado tratamiento de los residuos orgánicos en general.

d. Para los pequeños y medianos agricultores que contarán con combustibles y fertilizantes a bajo costo mejorando su producción agrícola y su nivel de vida.

e. Para organizaciones internacionales, como: ONUDI, PNUMA, AID, OLADE, etc., que promueven el desarrollo de fuentes de energía alternativa a partir de recursos locales; este trabajo se enmarca dentro de sus fines.

## 1.2 JUSTIFICACIONES

Considerando la importancia del aprovechamiento de los recursos energéticos renovables para el desarrollo de la tecnología del biogas, influirá directamente en el mejoramiento de la producción de la planta INDALSA, lo cual justifica ampliamente la necesidad de aplicación a diferentes áreas de trabajo.

### 1.2.1 JUSTIFICACION TECNOLOGICA

Considerando las aplicaciones semi-industriales agropecuarias, se necesitan de una producción del orden de 50 - 100 m<sup>3</sup> de biogas/día. Este rango de producción se puede lograr con varios digestores de 50, 60, 80 m<sup>3</sup> de capacidad, dependiendo del diseño y de las condiciones de digestión que se adopten, lo

cual es factible con recursos locales y sin dependencia de técnicas foráneas; utilizando nuestros equipos y adaptándolos para lograr nuestro objetivo.

Por otro lado, la introducción de esta tecnología permitirá elevar la productividad agrícola en las unidades agropecuarias al disponerse de cantidades apreciables de fertilizantes orgánicos de excelente calidad.

#### 1.2.2 JUSTIFICACION ECONOMICA

Produciendo biogas a partir de los residuos de frutas de la planta, se estaría ahorrando la suma de I/. 693'409,000 al año (I/.40'450,000 al mes) que en la actualidad son destinados a descartes previo pago de transporte de 15 km. fuera de la ciudad de CHANCHAMAYO y por otro lado se estaría incrementando los ingresos de la fábrica con el ahorro del consumo de gas (propano). Considerando que el biogas es un combustible que puede ser aprovechado directamente en quemadores (energía térmica) o utilizado en motores de combustión interna (energía mecánica) y en grupos electrógenos térmicos (energía eléctrica).

Su importancia económica en la aplicación a mediana escala o semi-industrial resulta altamente significativa. Además si tenemos en

cuenta que esta energía puede ser generada en el mismo lugar de consumo.

### 1.2.3 JUSTIFICACION SOCIAL

La cristalización de este estudio y su término en diseño de una planta de biogas y bioabono, a partir de residuos industriales de INDALSA ocasionaría un incremento de mano de obra con nuevos puestos de trabajo, además socialmente este estudio presenta las siguientes alternativas:

- La posibilidad de dotar energía a la planta, los cuales no tienen posibilidad de ser atendidos de la red nacional.
- Mejorar el sanamiento ambiental de la planta y la zona de CHANCHAMAYO, mediante el uso de los residuos orgánicos como materia prima para producir biogas y bioabono.

Los criterios anteriormente planteados justifican ampliamente la implementación de la tecnología de biogas a media escala con ampliaciones agrícolas y semi-industriales que considera este estudio.

### 1.3 EVALUACION DEL DESARROLLO ACTUAL DE BIOGAS EN LOS PAISES ANDINOS

La región Andina del continente latinoamericano cuenta en la actualidad con más de un centenar de digestores, ubicados en las diversas zonas geográficas de la región.

CUADRO - 2  
RESUMEN DE DIGESTORES DEMOSTRATIVOS

ENFOQUE PAIS	PILOTO DEMOSTRATIVO	PILOTO EXPERIMENTAL	TOTAL	% POR PAIS
Venezuela	5	0	5	4
Colombia	1	19	20	18
Ecuador	1	25	26	23
Perú	9	35	44	39
Bolivia	2	16	18	16
Total	18	95	113	100

Si bien se encuentran experiencias aisladas que se remontan a varios decenios, la mayor parte de los digestores han sido construidos en años recientes. El 42% de tipo chino, el 44% de hindús, 14% OLADE - GUATEMALA, 10% horizontales.

Por otro lado se cuenta con cierta experiencia incipiente en la región en plantas de tratamientos de residuos urbanos y agroindustriales. La preincipal materia prima utilizada es el estiércol de vacuno y en menor proporción el porcino. existen casos de uso de estiércol avícola y de residuos de cosecha; la mayor parte de digestores captan y aprovechan el biogas en aplicaciones domésticas de coción e iluminación. El uso de bioabono es en su mayoría demostrativo y experimental.

Finalmente se aprecia que la productividad de los digestores instalados es relativamente bajo en su promedio, lo cual incide negativamente en su operación por lo limitado de su producción energética y largos

tiempos de residencia para la materia prima.

La seleccion de sitio se hizo generalmente con un criterio un tanto promocional. Aproximadamente un 70% de los digestores de la región se encuentran en operación.



CAPITULO II

2 PROBLEMATICA ENERGETICA EN LA SELVA CENTRAL, PROCESOS DE  
PRODUCCION DE BIOGAS Y UTILIZACIONES DE BIOGAS Y BIOABONO

## 2.1 PROBLEMÁTICA ENERGÉTICA EN LA SELVA CENTRAL

### 2.1.1 EL BALANCE NACIONAL DE ENERGÍA Y LA SELVA CENTRAL

El Balance Nacional de Energía elaborado en 1986 por la secretaría técnica de CONERG del Ministerio de Energía y Minas conjuntamente con el programa de las Naciones Unidas para el desarrollo establecieron las premisas para el establecimiento de recursos energéticos primarios en los años 1984 - 1990 2000 para el Perú.

- a. El Perú dispone de un gran potencial hidroenergético estimado en 58,000 MW técnicamente aprovechables que son actualizados actualmente solo en un 3.3%.
- b. A pesar de no haber sido significativa su producción en la década 1974 - 1984, existe carbón mineral en cantidades aparentemente abundantes apreciadas en más 75,000 millones de TM (Alto Chicama, Oyón y contrafuerte occidental de los Andes).
- c. Las reservas actualmente conocidas de petróleo, gas natural, carbón e hidroenergía no justifican las opiniones optimistas de que los hidrocarburos mantendrán su proporción actual dentro de los recursos energéticos en la economía peruana.

## CUADRO - 3

POTENCIAL ENERGETICO NACIONAL - FUENTES  
COMERCIALES

FUENTES	UNIDADES	POTENCIAL
Petróleo	10 <sup>6</sup> bbl	636.2 (a)
Gas natural	10 <sup>9</sup> PC	852.0 (a)
Carbón	10 <sup>6</sup> TM	914.3 (b)
Hydroenergía	10 <sup>6</sup> GWH	19.3 (c)

(a) Reservas probadas al 31-12-84, las reservas probables se estiman en 366.7 millones de bbl de petróleo y 1019.2 GPC de gas natural.

(b) Incluye reservas probadas (26.6 millones de TM), probables (75.5 millones de TM) y posibles (809.1 millones de TM).

(c) Se considera un potencial utilizable de 390,000 GWh/año durante 50 años.

FUENTE: Balance Nacional de Energía serie 1970-1984, Secretaría Técnica de CONERG - Ministerio de Energía y Minas.

d. La producción del parque de centrales de generadoras de energía que operan en el país ascendió a fines de 1983 a 3,425 MW, de los cuales 1918 MW (56%) corresponde a centrales hidroeléctricas y 1507 MW (44%) a centrales térmicas. Según las previsiones de PETRO-PERU las producciones internas posibles de gas

natural y petróleo serán las siguientes:

CUADRO - 4

AÑOS	GAS NATURAL millones de m <sup>3</sup> /año	PETROLEO millones de bbl/año
1980	1310	78 - 80
1985	1035	74 - 76
1990	886	40 - 41
1995	693	8 - 10
2000	386	3

e. Como el petróleo representa actualmente la única materia prima que permite obtener carburantes y lubricantes minerales (necesarios en motores y todos los medios de transporte), resulta racional limitar la producción anual para satisfacer el consumo interno y reducir la exportación, hasta que se descubran nuevas reservas de petróleo.

f. Extrapolando las necesidades de productos petroleros se ha podido estimar el momento en que aparecerá una brecha entre las necesidades y las disponibilidades; es decir, a partir de los años 1988 - 1989 será necesario importar petróleo en cantidades importantes para asegurar el consumo interno: 30 - 38 millones de bbl en 1990, 55 - 60 millones de bbl en 1995 y 100 - 105 millones de bbl en el año 2000.

g. Se prevee que la leña y los productos vegetales constituirán los principales recursos combustibles para el abastecimiento de una parte importante de la población rural (su incidencia en el balance de energía primaria de todas maneras decenderá del 33.2% en 1978 al 23.4% en el año 2000).

h. Considerando las proyecciones de la producción (duplicada cada 12 - 15 años) y consumo de electricidad se estima un aumento de 484 Kwh/hab. en 1975 hasta 1000 Kwh/hab. en el año 2000, será necesario aumentar la potencia instalada en 300 MW entre 1980 y 1985, 560 MW entre 1985 y 1990 y 1300 MW entre 1990 y el año 2000.

Es posible comentar las premisas anteriores con relación a la selva central.

- El potencial de 58,000 MW de hidro-electricidad técnicamente aprovechable no considera las pequeñas centrales con potencias menores a 30,000 Kw.
- El 85.5% del potencial hidroenergético aprovechable corresponde a la cuenca amazónica, particularmente a la selva central.
- Las dificultades de transporte y almacenamiento de carbón de piedra fuera de sus regiones de explotación permiten preveer una costosa

introducción en la selva central, aunque no hay que descartar la posibilidad de encontrar yacimientos limitados de carbón de piedra (cerca a Rioja, Dpto. de San Martín, existen yacimientos de lignito a flor de tierra) útiles para el consumo en el sector residencial y eventualmente generación de electricidad.

- Con relación al petróleo cabe destacar que, si bien en los 2 últimos años se han detectado mayores reservas, estas no son lo suficientemente importantes como para alterar significativamente las conclusiones del balance nacional de energía. Por consiguiente, en lo que concierne a la selva central, región exiguamente productora, los planes de desarrollo integrado se verán confrontados a serias dificultades de abastecimiento de hidrocarburos, poniendo a la orden del día la necesidad de identificar y utilizar fuentes renovables o no convencionales de energía.
- El balance nacional de energía no consideró la introducción significativa de los recursos energéticos renovables y no convencionales durante el periodo 1976 - 2000. Sin embargo, es previsible que a la luz de las restricciones señaladas y en base a medidas promocionales dispuestas por el gobierno, el aprovechamiento

de las fuentes de energía no convencional constituya una alternativa viable para la satisfacción de la demanda rural, particularmente en las zonas de mayor dinamismo como el desarrollo integrado que se plantea para la selva central.

#### 2.1.2 MEDIO AMBIENTE, CLIMA Y RECURSOS ENERGETICOS

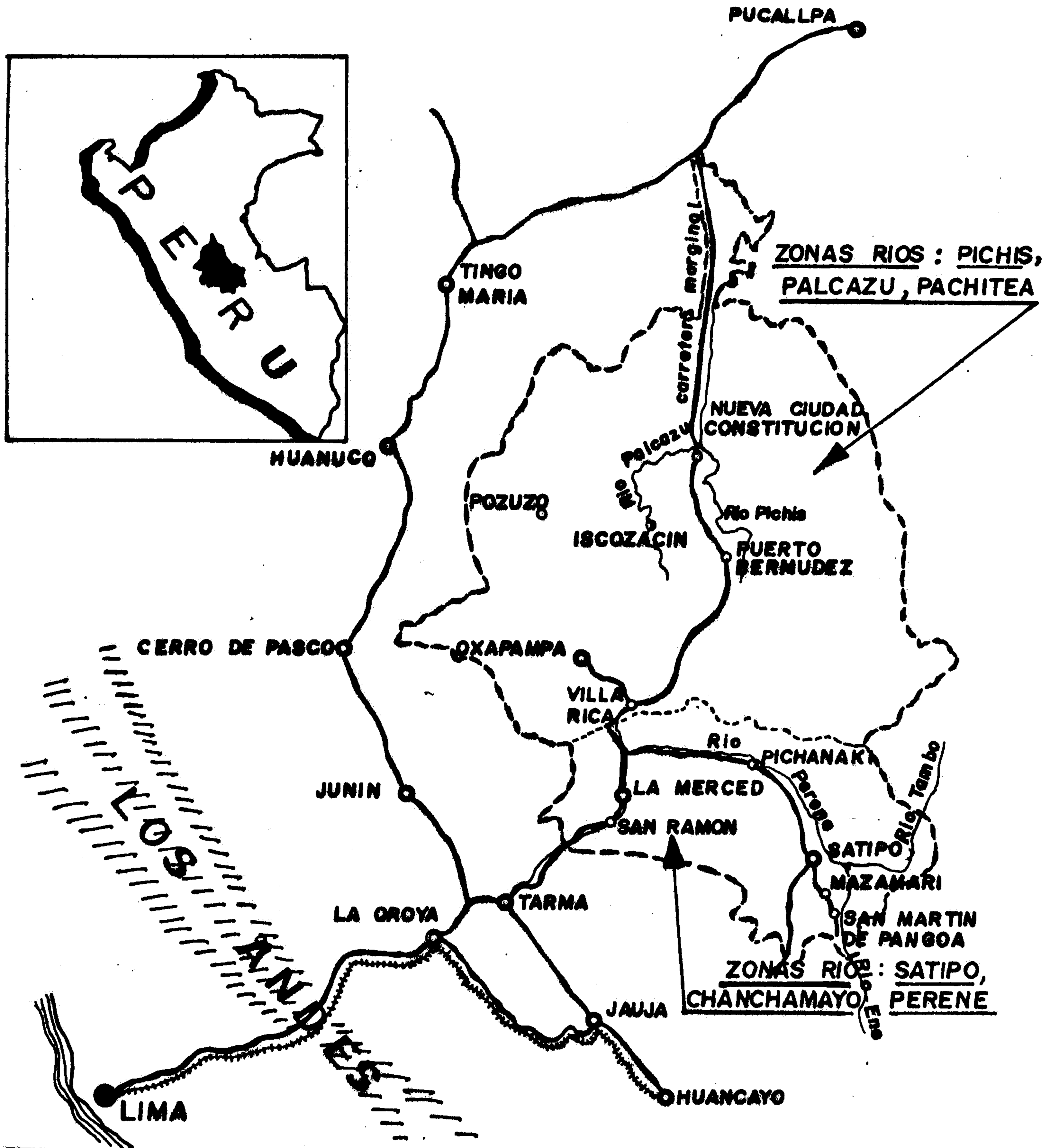
El clima de la selva central del Perú es cálido y húmedo con lluvias prácticamente durante las cuatro estaciones del año, salvo periodos secos muy cortos. (Véase figura - 2)

Los valores medios de temperatura y precipitaciones de una zona típica de la selva central como CHANCHAMAYO - PERENE - SATIPO - ENE, (22 - 25 °C y 1600 - 2300 mm. promedio anuales), indican que se encuentran alejados de los extremos perjudiciales del trópico, es decir de los climas excesivamente secos o excesivamente húmedos .

Otra zona típica, la de los rios Pichis - Palcazu, se encuentran a menor altura sobre el nivel del mar, siendo el clima algo más cálido y húmedo (26 °C y 3000 mm. promedio estimados).

La vegetación es exuberante, los estudios realizados por el ONERN muestran

# SELVA CENTRAL



**FUENTE :** REDUCCION PLANO PEPP  
**ESCALA** 1/2'500,000  
**LUGAR Y FECHA** LA MERCED NOV. 87



distribuciones de suelos altamente favorables a la actividad forestal manejadas técnicamente.

La radiación solar recibida en la selva central es alta, en concordancia con su ubicación en la zona tórrida próximo a la línea ecuatorial, aunque menor que en la sierra por la mayor nubosidad. En efecto, la temperatura y radiación solar elevada favorece una relación de evapotranspiración/precipitación, lo cual genera la formación de nubes cargadas y a su vez un potencial hídrico fabuloso por condensación de dichas nubes en las alturas de los Andes. Asimismo, la conjunción de condiciones favorables tales como agua, temperatura ambiente, radiación solar y suelos, asegura una actividad fotosintética inusitada traducida en unos potenciales de generación de biomasa.

En lo que respecta a los recursos energéticos podemos señalar que la zona de selva central no dispone de reservas probadas de carbón mineral, aunque sí de gas natural (las reservas de Aguatía llegan a 14,043 millones de m<sup>3</sup>), habiendo pruebas de filiación petrolífera de potencial limitado. Sin embargo, los mayores recursos energéticos están constituidos por

los cursos de agua y biomasa, que a diferencia de los anteriores tienen el carácter de renovable y su aprovechamiento no requiere en general de tecnologías sofisticadas ni cuantiosas inversiones. En lo que respecta a la hidroenergía, el gran potencial de la zona puede ser aprovechado para satisfacer la demanda de la zona a través de pequeñas centrales hidroeléctricas.

#### 2.1.3 FUENTES ENERGETICOS NO CONVENCIONALES Y ALTERNATIVAS

Considerando la escasez de energía en la región es conveniente analizar y comparar diferentes formas de energía no convencional. Las caídas de aguas, la energía almacenada en las plantas verdes, los residuos de naturaleza orgánica, la radiación solar, el viento, son recursos que pueden ser aprovechados haciendo uso de tecnologías apropiadas para:

- a. Satisfacer la demanda de energía que requiere el desarrollo de la selva central, evitando la dependencia.
- b. Generar excedentes de energía de naturaleza renovable para el desarrollo del país, permitiendo reducir el consumo de combustibles fósiles que a corto plazo tendrán que importarse.

Las tecnologías energéticas actualmente disponibles (hidroenergía, biomasa, energía solar, eólica); permiten en todos los casos resolver de inmediato los requerimientos señalados en el ítem (a) y casi todos los del ítem (b), si bien que algunas de estas últimas se encuentran aún en un estado de desarrollo a nivel experimental de planta piloto.

A fin de ilustrar las diferentes alternativas tecnológicas que ofrecen las fuentes de energía no convencionales o renovables hacemos un resumen de las principales características y aplicaciones en este campo, habiéndolas agrupado en función del recurso utilizado. En el caso de hidroenergía, nos limitaremos a su uso en pequeña escala, por razones obvias. En el caso de la energía de la biomasa (tema de tesis) dada la multiciplidad de procesos, recursos y productos, y teniendo en cuenta las óptimas condiciones de la zona de la selva central, hacemos una descripción más exhaustiva en los capítulos posteriores. En caso de la energía solar, solamente consideramos con mayor detalle las aplicaciones en deshidratación de productos agrícolas, aunque mencionaremos las otras posibilidades. La energía eólica será tratada

TECNOLOGIA ENERGETICA	PROCESO	MATERIA PRIMA	PRODUCTO ENERGETICO	SUB- PRODUCTOS	ESTADO DE LA TECNOL.	APLICACIONES	APLICACIONES DE SELVA CENTRAL
1. HIDROENERGIA	P.C.H.	CURSOS DE AGUA Y SALTOS	ELECTRICIDAD	—	COMERCIAL	ELECTRIFICACION RURAL	LA MAYOR PARTE DE POBLACION ACTUALES Y FUTURAS.
	RUEDAS HIDRAU- LICAS	CURSOS DE AGUA Y SALTOS	ENERGIA MECANICA	—	COMERCIAL	TALLERES ARTESA- NALES Y PEQUENAS INDRUSTRIAS	ASERRADEROS, CARPIN- TERIAS, MOLIENDA DE GRANOS, TRAPICHES, ETC.
2. BIONASA	COMBUSTION DIRECTA	LEÑA REDUOS MADEREROS	ENERGIA MECANICA	HUMO, CENIZAS	COMERCIAL	DOMESTICAS, RURA- LES E INDUSTRIA- LES.	COCCION DE ALIMEN- TOS, DESHIDRATACION DE PRODUCTOS AGRI- COLAS, HORNOS DE CERAMICA, ETC.
	TERMO CONVERSION	MADERA, RECURSOS CELULOSICOS	CARBON VEG. COKE META- LURGICO	FERROLES ALQUITRAN METANOL, ACIDO ACETICO	COMERCIAL	DOMESTICAS, RU- RALES, METALUR- GICO, INDUSTRI- ALES.	IDEM, ADEMAS EN A- CERIAS Y PARA GENE- RAR ELECTRICIDAD.
			GAS DE MADE- RA	CENIZAS, CO <sub>2</sub>	COMERCIAL EXPERIMENT.	RURALES E INDUS- TRIALES.	HORNOS, CALDEROS Y MOTORES EN INDUS- TRIAS.
		METANOL	CENIZAS, CO <sub>2</sub>	EXPERIMEN- TAL.	INDUSTRIALES Y EN TRANSPORTE	INDUSTRIA QUIMICA, VEHICULOS	

TECNOLOGIA ENERGETICA	PROCESO	MATERIA PRIMA	PRODUCTO ENERGETICO	SUB-PRODUCTOS	ESTADO DE LA TECNOL.	APLICACIONES	APLICACIONES DE SELVA CENTRAL
2.	FERMENTACION ALCOHOLICA	CANA DE AZUCAR, YUCA, MADERA.	ETANOL LIGRINA	CO <sub>2</sub> , BAGA- SO, VINAZA ACIDO FUSEL	COMERCIAL Y EXPERIMENT. (ETANOL DE MADERA)	TRANSPORTE, META- LURGICO E INDUS- TRIAL.	VEHICULOS, SIDERUR- GIA, INDUSTRIAL QUIMICA.
BIOGAS	FERMENTACION ANAEROBICA	DESECHOS HUMANOS DE ANIMALES Y VEGETALES	BIOGAS (METANO)	BIOGASO, SANIDAD AMBIENTAL	COMERCIAL A PEQUENA ESCALA	ENERGIA DE USO DOMESTICO RURAL E INDUSTRIAL (EXPERIMENTAL)	COCCION DE ALIOMETOS, ILUMINACION, REFRI- GERACION, CALEFAC- CION, M.C.I., GRUPOS ELECTROGENOS
	ACEITES COMBUSTION	PLANTAS OLEAGI- NOSAS (PALMA) ETANOL O METANOL	ACEITE VEGE- TAL, ETERES ETILICOS O METILICOS DE ACEITE VEG.	FORRAJE, CASCARAS, ETC.	EXPERIMEN- TAL	ENERGIA MECANICA (MOTORES DIESEL)	SUSTITUCION DE PE- TROLEO DIESEL EN MO- TORES DE AUTOIGNI- CION, COMPLETAR PRO- GRAMAS DE ALCOHOL Y DE ACEITES COMESTI- BLES.
3. SOLAR	TERMICO BAJA POTENCIA	RADIACION SOLAR	CALOR PARA CALENT. DE AGUA Y AIRE	LIMITACION DE TERRENO DISPONIBLE	COMERCIAL EXPERIMENT.	DESHIDRATACION DE PRODUCTOS AGRICOLAS, CALE- FACCION DE PO- LLELOS	SECADO DE ARROZ, ETC.

TECNOLOGIA ENERGETICA	PROCESO	MATERIA PRIMA	PRODUCTO ENERGETICO	SUB-PRODUCTOS	ESTADO DE LA TECNOL.	APLICACIONES	APLICACIONES DE SELVA CENTRAL
3. SOLAR	TERMICA DE ALTA POTENCIA	RADIACION SOLAR	CALOR CONCENTRADO PARA GENERACION DE VAPOR Y ELECTRIC.	LIMITACION DE TERRENO DISPONIBLE	EXPERIMENT.	BOMBEO, HORNOS INDUSTRIALES, ELECTRICIDAD	NINGUNA A CORTO Y MEDIANO PLAZO
	FOTOVOLTAICA	RADIACION SOLAR	CORRIENTE ELECTRICA CONTINUA	IDEM	ESPERIMENT Y PRONTO COMERCIAL	SERVICIO ELECTRICO DOMESTICO BOMBEO	GRAN APLICACION EN ZONAS DE COLONIZACION DE EQUIPOS DE COSTO ACCESIBLE
4. EOLICA	MOTORES EOLICOS	VIENTO	FUERZA MECANICA	—	COMERCIAL	BOMBEO DE AGUA MOLIENDA DE GRANOS, ETC.	ESCARSA DEL RECURSO (VIENTO)
	AEROGENERACIONES	VIENTO	ELECTRICIDAD CONTINUA	—	COMERCIAL (PEQUENAS POTENCIAS)	ELECTRICIDAD CONTINUA PARA USO DOMESTICO	ESCARSA DEL RECURSO (VIENTO)

brevemente en razón de insuficiencia de recursos eólicos. En CHANCHAMAYO, PUCALLPA y SATIPO no se han detectado vientos que ameriten un aprovechamiento energético. Finalmente se ha resumido las principales características y aplicaciones de energía no convencional, incluyendo algunas tecnologías que en un futuro mediano podrían tener interés para el desarrollo de la zona.

FUENTE: Informe sobre el aprovechamiento de las fuentes de energía renovables o no convencionales convenio PNUMA-OEA-ONERM.

"Desarrollo Integrado de Área en la zona tropical húmeda de la Selva Central del Perú".  
Dr. Javier Verastegui Lazo - Octubre de 1982.

#### 2.1.4 POTENCIAL DE BIOGAS EN EL AREA RURAL DEL PERU

El estimado del potencial de biogas realizado por ITINTEC en 1983 se basa en los desechos agrícolas siguientes: estiércol de vacunos, equinos, porcinos, ovinos, caprinos aves y residuos de maíz, arroz, trigo y cebada; los cuales se consideran como los más importantes y los más factibles para usarlos como materia prima de los digestores de biogas.

Los cálculos se hicieron partiendo de los datos de producción agrícolas y pecuarios del año 1980, tomados del Ministerio de



Agricultura, y utilizando datos bibliográficos y experimentales de rendimientos de desechos y rendimientos de biogas, considerados confiables que se reportan en los siguientes cuadros .

CUADRO - 6

RENDIMIENTO DE ESTIERCOL Y BIOGAS POR UNIDAD

ANIMAL Y

POR AÑO (a Temperatura ambiente de 20 °C)

RESIDUOS	BIOMASA			BIOGAS	
	Kg/día Unid	Kg/Und/ año	Lt/Kg	m <sup>3</sup> /und/ dia	m <sup>3</sup> /und/ dia
ANIMALES				*	
Est. Vac.	16	5480	37	0.592	216.08
Est. Equi	12	4380	57	0.683	249.66
Est. Por.	2.3	840	60	0.138	50.37
Est. Ovn.	1.8	657	50	0.090	32.85
Est. Cpr.	1.8	657	50	0.090	32.85
Est. Aves	0.06	22	80	0.005	1.75

\*Se refiere al estiércol fresco.

CUADRO - 7

RENDIMIENTO DE DESECHOS AGRICOLAS Y DE  
PRODUCCION DE BIOGAS

POR UNIDAD AGRICOLA/AÑO

TIPO DE CULTIVO	RESIDUOS AGRICOLAS Hg/Há/año	B I O G A S	
		1 Kg	m <sup>3</sup> /Há/año
Maíz	9,980	110	1,098.6
Trigo	3,360	152	510.7
Cebada	3,379	190	641.0
Arroz	3,382	190	638.5



\* Se ha considerado un solo ciclo productivo por Há/año.

De los resultados obtenidos (véase cuadro - 8 ) se puede inferir que nuestro país posee en sus áreas rurales un potencial de biogas a partir de sus desechos agropecuarios.

Así tenemos que 47 millones de TM de desechos/año convertidos totalmente a biogas, permitirán obtener teóricamente 2,416 millones de m<sup>3</sup> de este combustible alternativo; lo cual equivale a 1,400 millones de litros de kerosene ó 108 millones de balones (12kg) de GPL para cocina.

El estiércol de vacuno representa el 50% del total de desechos que se generan en las áreas rurales del Perú, el mismo que permitiría obtener la mayor cantidad de biogas, es decir 30% del total nacional. El estiércol de ovinos ocupa el segundo lugar con 483 millones de m<sup>3</sup> de biogas/año, lo cual representa el 20% del total nacional. El tercer y cuarto desecho importante para la producción de biogas son el estiércol de equino y los residuos de maíz (chala, tallos y corontas), que aportan respectivamente un 14% y un 12% de biogas al total nacional. El potencial de biogas que se podría obtener de los otros residuos

## CUADRO - 8

## VALOR ENERGETICO DEL POTENCIAL NACIONAL DE BIOGAS EN LAS ZONAS RURALES DEL PAIS

MATERIA	Población	Desechos	Biogas	%	Kcal (1)	Kerosene (2)	Lela (3)	Gas (GLP)
PRIMA	Ha cultivado	TM/año	m/año		10	10 Lt.	10 Kg.	10 balón de 12 Kg.
Estiercol de								
Animales		43,276.7	1,938,560.0	79.7	9,692,800.0	1,124,364.8	2,985,382.0	87,235.0
Vacuno	4,080,000.0	23,827.0	881,600.0	37.5	4,408,000.0	511,328.0	1,357,664.0	39,672.0
Equino	1,334,000.0	5,843.0	333,046.0	14.2	1,665,230.0	193,166.7	512,891.0	14,987.0
Porcino	2,145,000.0	1,805.0	108,043.0	4.6	540,215.0	62,665.0	166,386.0	4,862.0
Ovino	14,700,000.0	9,654.0	482,895.0	20.5	2,414,475.0	280,079.0	743,658.0	21,730.0
Caprino	1,976,000.0	1,298.0	65,000.0	2.7	325,000.0	37,700.0	100,100.0	2,925.0
Aves	38,623,000.0	849.7	67,976.0	2.9	339,880.0	39,426.0	104,683.0	3,059.0
Desechos								
Agrícolas		3,647.0	478,061.0	20.3	2,390,305.0	277,275.0	736,214.0	21,513.0
Maiz	257,920.0	2,576.0	283,371.0	12.0	1,416,855.0	164,355.0	436,391.0	12,752.0
Trigo	68,622.0	231.0	35,046.0	1.5	175,230.0	20,326.0	53,971.0	1,571.0
Arroz	95,939.0	324.0	61,593.0	2.6	107,965.0	35,724.0	94,853.0	2,772.0
Cebada	152,590.0	516.0	98,051.0	4.2	490,255.0	56,869.0	150,998.0	4,412.0
TOTAL								
NACIONAL		46,923.0	2,416,621.0	100.0	12,083,105.0	1,401,640.0	3,721,596.0	108,748.0

FUENTE: ITINTEC, Lima 1980

3

(1) 1 m = 5000 Kcal.

3

(3) 1 m = 1.54 kg. de lela

3

(2) 1 m = 0.58 Lt/Kerosene

3

(4) 1 m = 0.045 balón de Gas GLP de 12 Kg.

\*FUENTE: Boletines estadísticos Agrícolas de 1980 - Ministerio de Agricultura - DSEI

agropecuarios es un 18.5% del total nacional de biogas y equivale a 436 millones de m<sup>3</sup> de biogas.

En general, si consideramos los cuatro desechos más importantes analizados anteriormente, los Dptos. de mayor potencial de biogas serían Cajamarca, Puno, Cuzco, Junín, Ayacucho; donde se recomienda impulsar y aplicar planes de difusión de digestores de biogas. Sin embargo, en los Dptos. correspondientes a la Selva, solo se ha considerado la producción agropecuaria registrada en las estadísticas del Ministerio de Agricultura, pero el potencial de dicha zona es evidentemente superior debido al gran número de recursos existentes para el proceso de fermentación anaeróbica que no han sido contabilizados, tales como tallos de plantas, hojas, yerbas, desechos de madera, desechos de café, de yuca, de frutas, plantas acuáticas, etc., estos sumado al hecho de que las condiciones ambientales son óptimas, permite asegurar un éxito importante en la introducción del biogas en la Selva peruana.

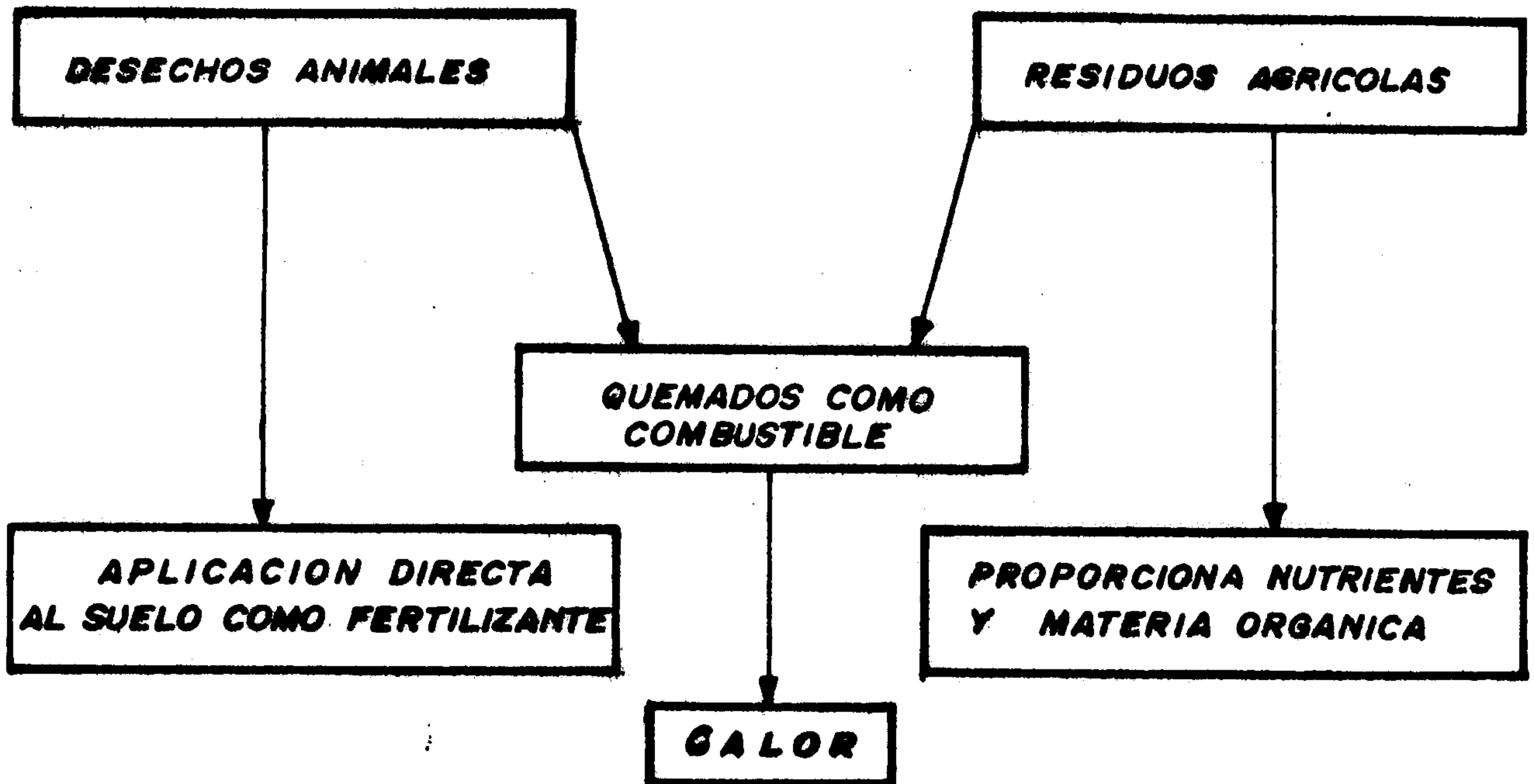
## 2.2 GENERALIDADES DEL PROCESO DE PRODUCCION DE BIOGAS Y BIOABONO

En la figura - 3, se muestra el uso de desechos orgánicos en forma directa y los beneficios que se obtienen al fermentarlo.(1)

### 2.2.1 PROCESO DE DIGESTION ANAEROBICA

La digestión anaeróbica de los desperdicios orgánicos tales como residuos agrícolas, pecuarios y parte de los residuos agroindustriales, convierte a la materia orgánica fermentable en una mezcla de gas, 55 - 65% de metano ( $CH_4$ ) y 35 - 45% de dióxido de carbono ( $CO_2$ ) llamado biogas y deja un lodo residual de alto poder fertilizante conocido como bioabono.(2)

Para llevar a cabo esta degradación, es necesario mantener a los desechos orgánicos completamente aislados de la presencia de oxígeno. La producción de gas combustible a través del proceso mencionado se realiza en un digestor, que es básicamente un contenedor (ya sea un tanque o pozo) donde ocurre la fermentación produciendo el gas. Este proceso bioquímico complejo se desenvuelve en tres etapas, utilizando en cada una un grupo específico de microorganismos.(3) (Véase la figura - 4)



GENERACION DE METANO

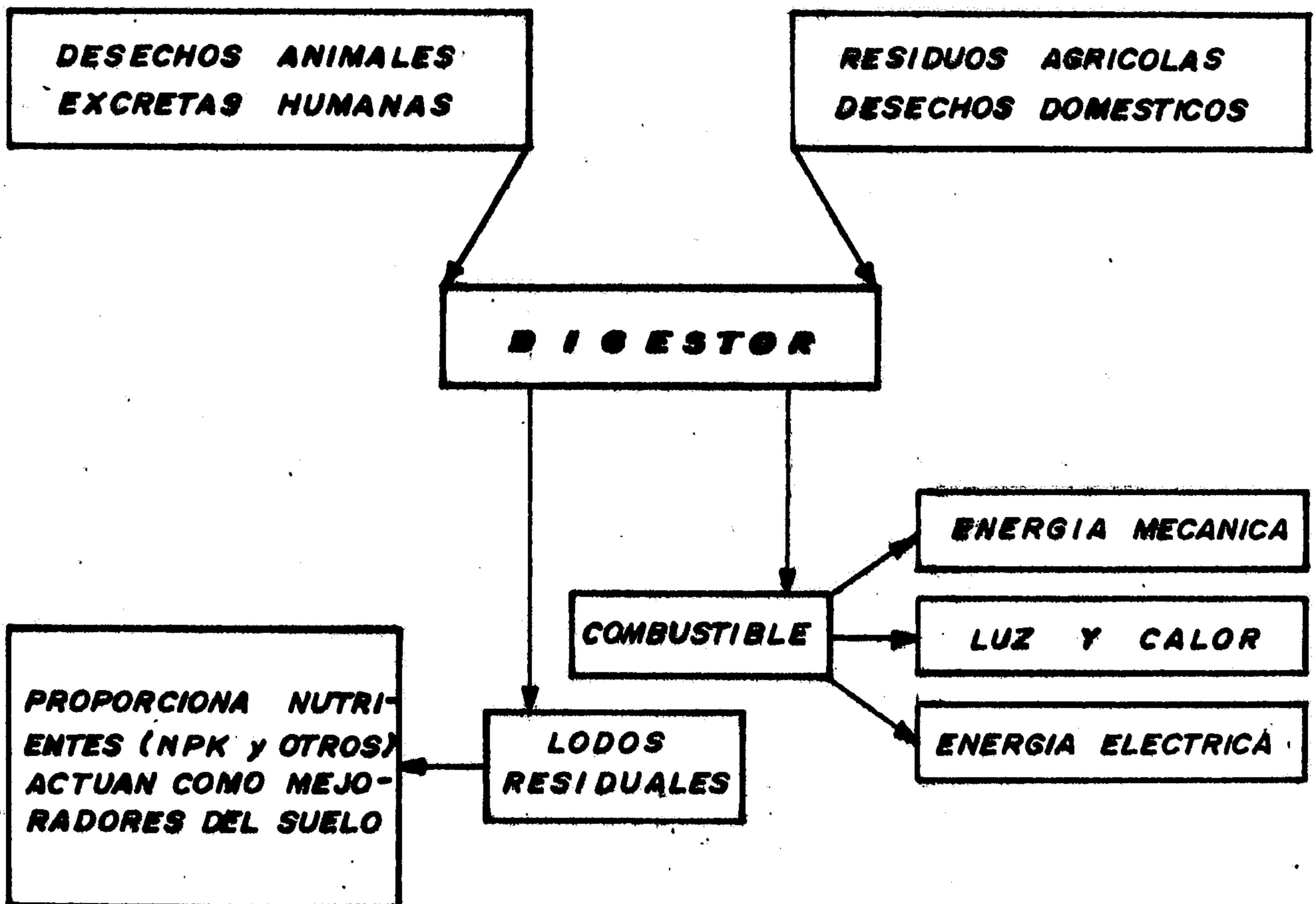
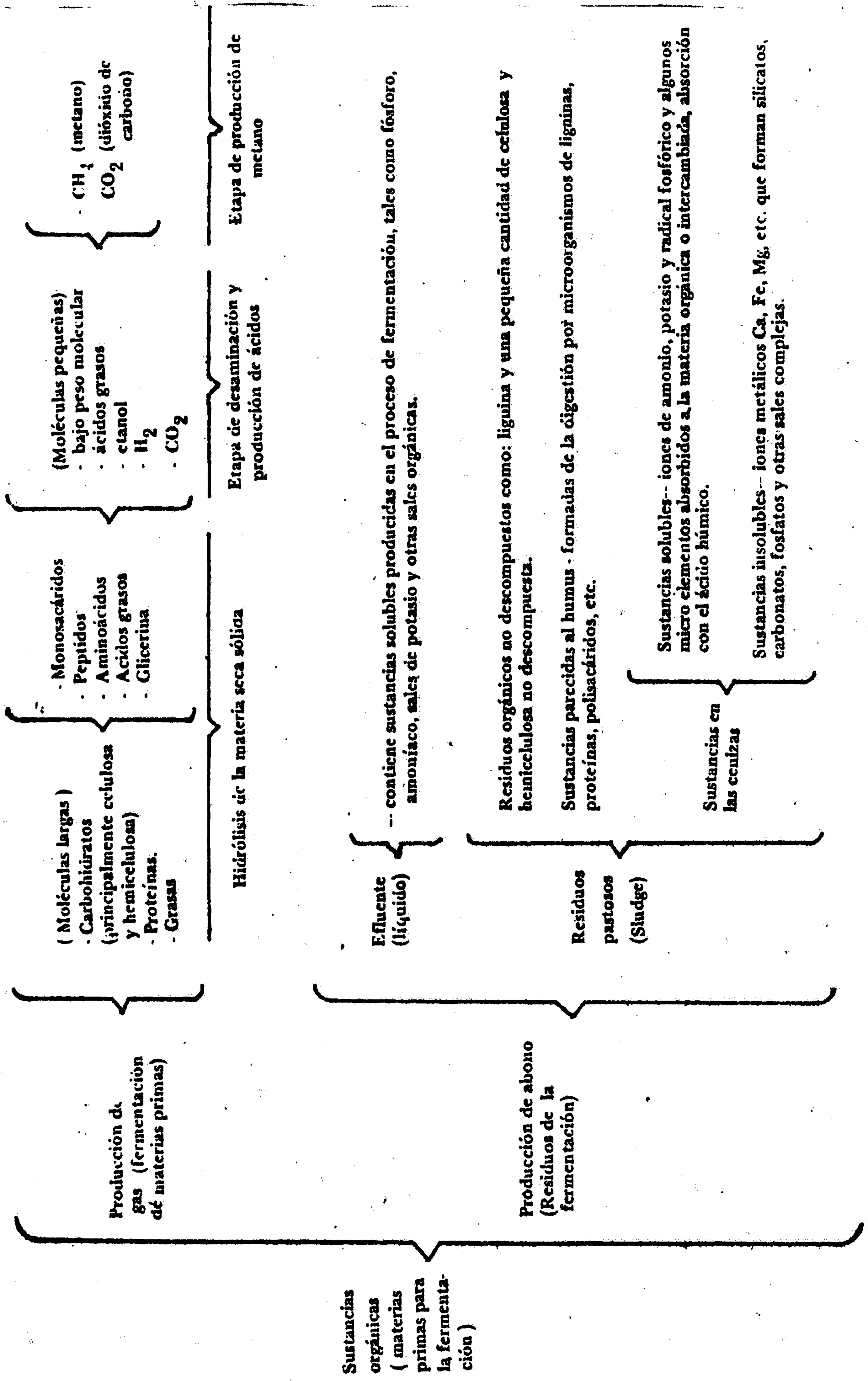


FIGURA N° 4



a. Primera etapa "HIDROLISIS DE LA MATERIA SOLIDA SECA" (Licuefacción) en donde los sólidos fermentables son transformados en compuestos solubles (azúcares, aminoácidos, ácidos grasos de cadena larga, etc.).

b. Segunda etapa "PRODUCCION DE ACIDOS" (Acidificación), donde los compuestos solubles son transformados en ácidos orgánicos volátiles (acético, propiónico, butírico). El ácido volátil más importante de esta etapa es el acético, el cual da origen al 72% de la producción de metano. (Véase la figura - 5)

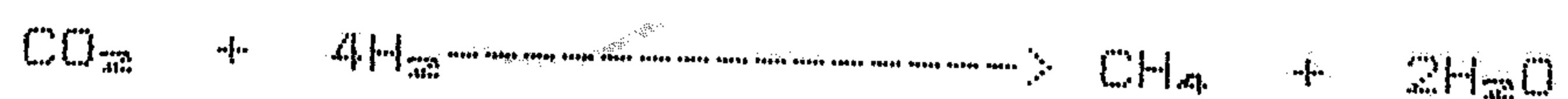
c. Tercera etapa "PRODUCCION DE METANO" (Gasificación), donde los ácidos orgánicos volátiles son transformados a biogas ( $\text{CH}_4$  y  $\text{CO}_2$ ) por acción de las bacterias metanogénicas.

El metano se produce por dos vías: (4)

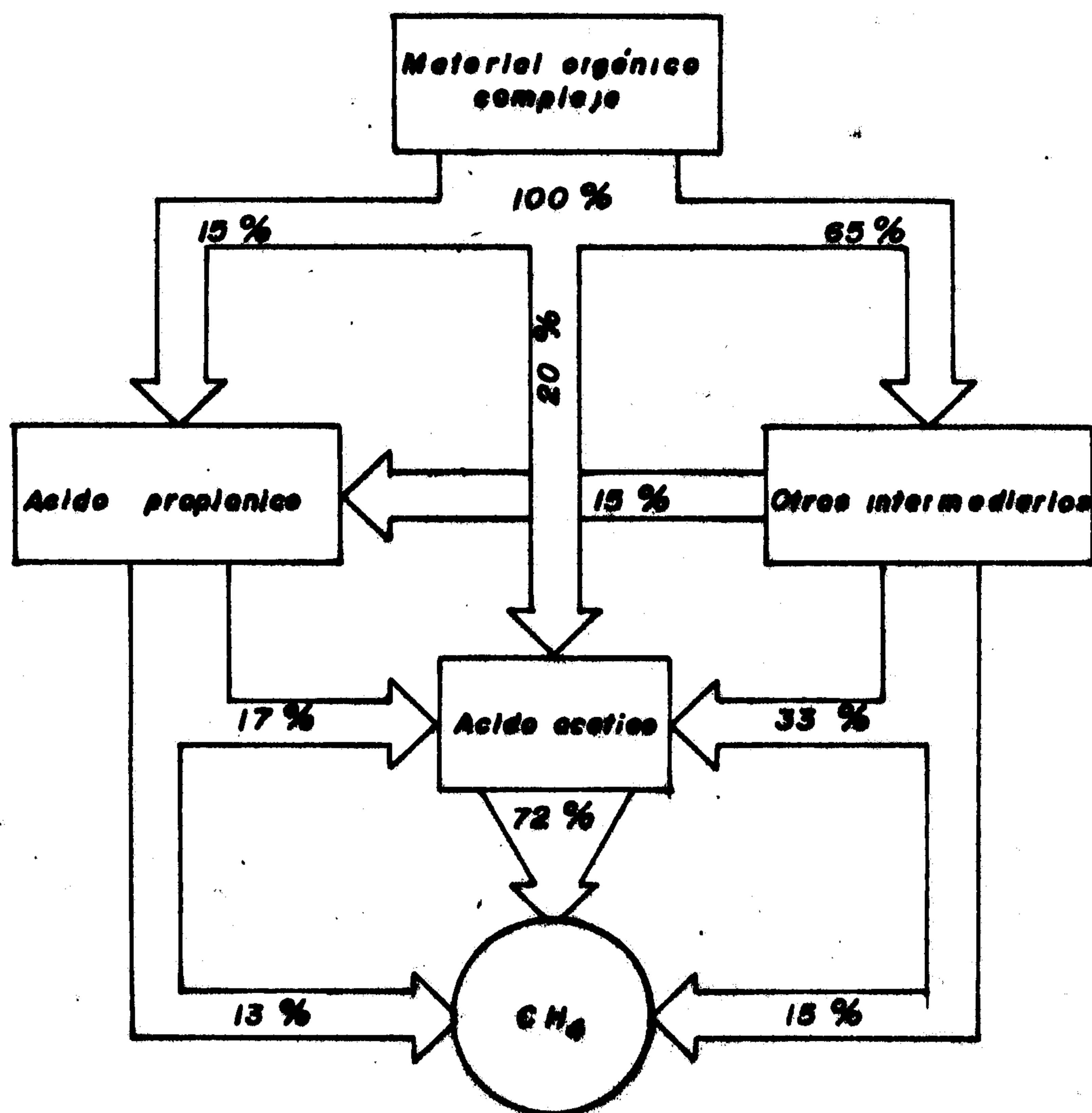
- Fermentación de ácido acético:



- Reducción del dióxido del carbono:



Tanto las bacterias formadoras de ácidos y metano, trabajan simultáneamente en el proceso de digestión anaeróbica. Si dentro del

FIGURA N° 5FERMENTACION DE LOS RESIDUOS ORGANICOS BIODEGRADABLES A GAS METANO



digestor no existe presencia de oxígeno y las condiciones de temperatura y carga son controladas, se establece un balance entre ambas familias, de otra manera la reproducción de las formadoras de metano sería inhibida y en algunos casos podría pararse totalmente el proceso.

Tomando en cuenta que las bacterias son ingredientes esenciales del proceso, es necesario mantenerlas en condiciones que puedan asegurar y optimizan su ciclo biológico.

#### 2.2.2 FACTORES QUE GOBIERNAN EL PROCESO:

Para que el proceso biológico se desarrolle en forma eficiente se hace necesario controlar una serie de parámetros que afectan en forma directa la vida y reproducción de las bacterias. Estos parámetros pueden ser divididos en dos grupos importantes de acuerdo con el objetivo que cumplen: (5)

a. PARAMETROS DE OPERACION, aquellos que se fijan antes del inicio del proceso, señalando las condiciones en las cuales va a trabajar el sistema. Entre estos parámetros se tienen: La temperatura (factor de mayor influencia en el proceso) % de sólidos (dilución), tiempo de residencia,

Composición de la materia prima.

b. PARAMETROS DE CONTROL, aquellos que permiten evaluar el desarrollo del proceso, por lo tanto previenen y/o explican fenómenos que afectan el normal desenvolvimiento del digestor, así como permiten calcular su eficiencia, los parámetros de control son: Contenido de ácidos volátiles, alcalinidad, pH, nitrógeno amoniacal, producción, composición de biogas y por último, degradación de la materia orgánica.

Para que este proceso se desarrolle con mayor eficiencia es necesario controlar los factores que gobiernan, manteniendolos dentro de los rangos adecuados que se esquematizan en el cuadro - 12.

Además es necesario tener en cuenta que el proceso de digestión anaeróbica es muy sensible a cambios en el pH y a la toxicidad de ciertos materiales, inhibiendo o hasta paralizando la digestión. En el cuadro - 9, se muestran los problemas y soluciones de variaciones del pH.

CUADRO - 9  
PROBLEMAS CON EL pH

CONDICION:	POSIBLE RAZON	SOLUCIONES
ACEIDO pH < 6	1. Adición rápida del material crudo	1. Reducción de la velocidad de alimentación.
	2. Fluctuaciones de temperatura	2. Estabilización de Temperatura
	3. Sustancias Tóxicas	3. Remover espumas
	4. Estratificación, de formación de espumas.	4. Adición de CaCO <sub>3</sub>
	5. Relación ácidos volátiles/alcalinidad muy alta	
ALCALINO pH > 9	1. Carga inicial demasiado alcalina	1. "Paciencia" nunca agregar ácido.

FUENTE: "Methane Digesters for Fuel Gas and Fertilizene"  
John Fry.

El pH debe mantenerse en el rango neutro en el digester operando correctamente. Si se pierde equilibrio, este se torna demasiado ácido esto inhibe a las bacterias formadoras de metano, dando como resultado un incremento en la proporción del CO<sub>2</sub> en el gas. Las causas por las cuales ese descenso del pH puede ocurrir son entre otras, un aumento brusco de la carga, cambios súbitos de temperatura o presencia de elementos tóxicos. En algunos casos el pH puede corregirse con adiciones de sustancias alcalinas como cal, cenizas o hidróxido de amonio, carbonato de sodio.

Tambien es motivo de control las sustancias que son tóxicas a las metanobacterias, en el cuadro - 10 se dá las principales concentraciones tóxicas. Las sales de metales alcalinos y alcalinotérreos (Como Na, K, Ca ó Mg) pueden ser estimuladores o inhibidores según su concentración. Algunos datos de las concentraciones límites de estas toxinas se presentan en el cuadro - 11.

La agitación de la mezcla en el digestor ayuda a establecer un mejor contacto con las bacterias y el sustrato proporcionando además una temperatura interna más uniforme.

Esta agitación puede hacerse por medios mecánicos, por recirculación de la mezcla o bien recirculando el biogas a través de difusores en el fondo del digestor.

CUADRO - 10  
SUSTANCIAS QUE CAUSAN TOXICIDAD

SUSTANCIAS	CONCENTRACIONES TOXICAS mg/l
Sulfuros	200
Metales pesados (soluble)	1
Sodio (Na)	5000 - 8000
Potasio (k)	4000 - 10000
Calcio (Ca)	2000 - 6000
Magnesio (Mg)	1200 - 3500
Ion amonio	1700 - 4000
Amoniaco libre	
-inhibidorio a Ph ato	1500 - 3000
-Tóxico a cualquier Ph	3000
Acidos volátiles (no ionizados)	10

FUENTE: "Digestión Anaérobica de Lodos"

Centro Panamericano de Ingeniería Sanitaria  
Y Ciencias del Ambiente (CEPIS), Lima-Perú  
Dr. Fabián Yañez

CUADRO - 11

CONCENTRACIONES LIMITES DE ESTAS TOXINAS

IONES	CONCENTRACIONES mg/lt		
	ESTIMULADORES	MODERADOS	INHIBIDORES FUERTES
Sodio Na <sup>++</sup>	100 - 200	3500 - 5500	8000
Potasio K <sup>+</sup>	200 - 400	2500 - 4500	12000
Calcio Ca <sup>++</sup>	100 - 200	2500 - 4500	8000
Magnesio Mg <sup>++</sup>	75 - 150	1000 - 1500	3000
Amonio NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	50 - 200	1500 - 3000	3000
Sulfuro S <sup>--</sup>		50 - 100	200

FUENTE: Biomethane tome 1 et 2 - Edidud.  
B.Lagrange, 1979 - France.

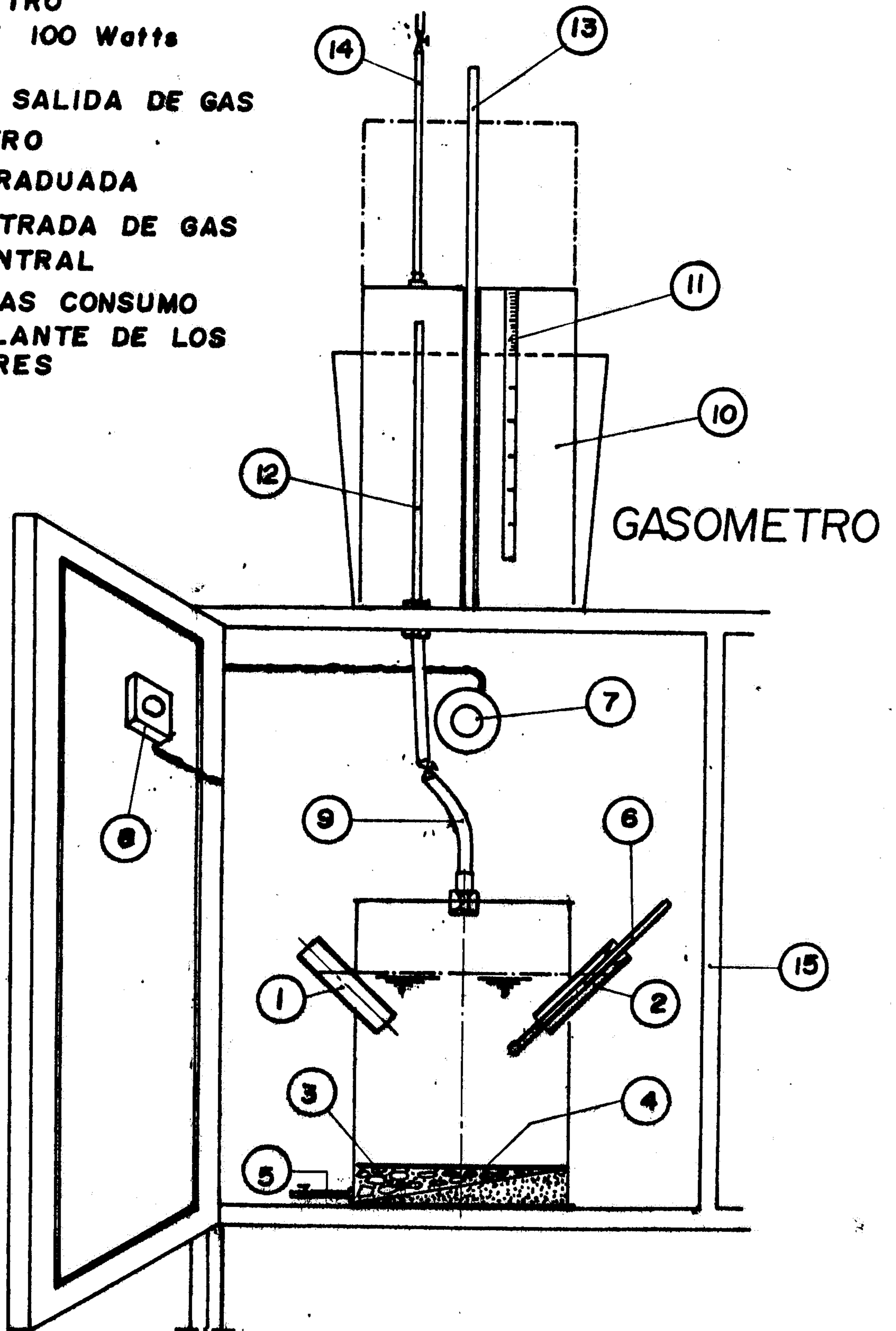
2.2.3 PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL : PRODUCCION DE  
BIOGAS A NIVEL DE LABORATORIO

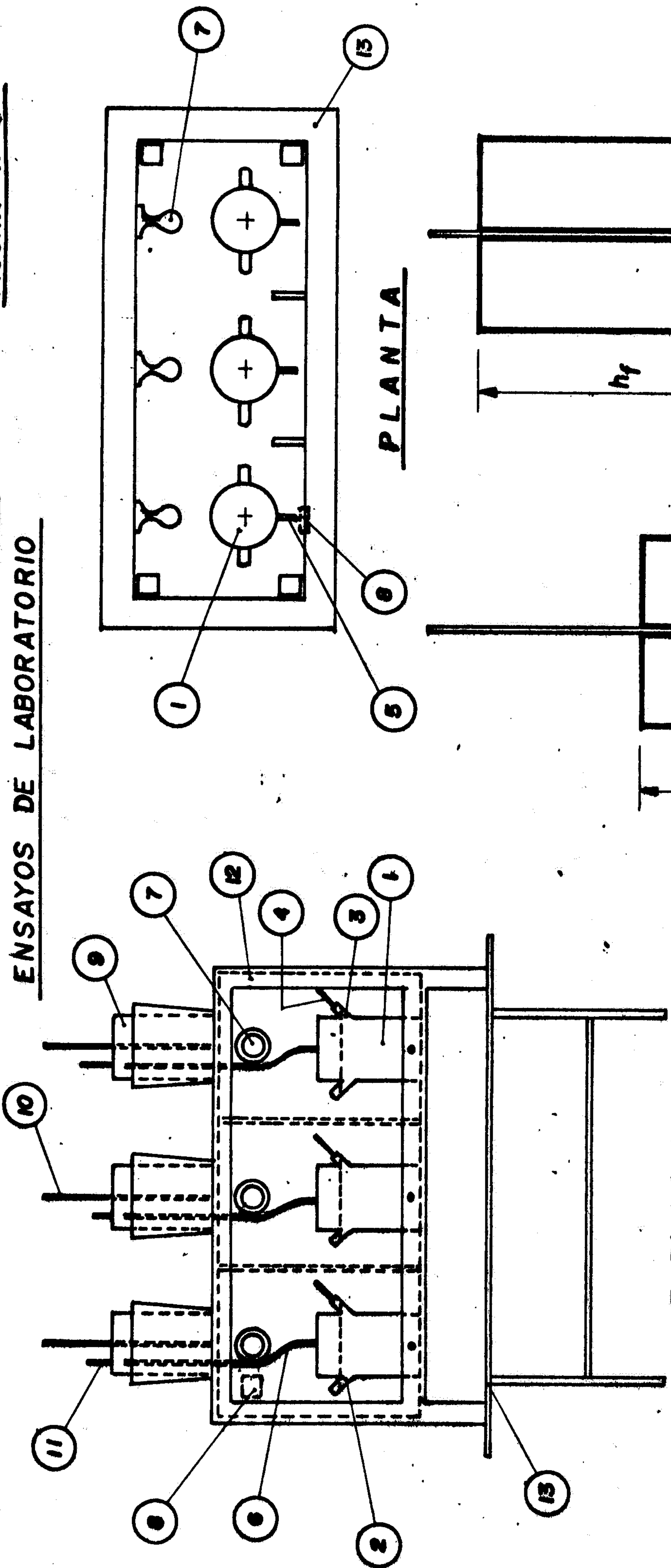
Para el estudio se consideró necesario realizar ensayos de producción de biogas a nivel de laboratorio en digestores de 4.25 litros de capacidad con sus respectivos gasómetros; para evaluar los parámetros fisico-químicos que afectan el proceso, selección y formulación óptima de los desechos orgánicos de la planta INDALSA, a fin de optimizar la producción de biogas en diseño posterior. (6,7,8,9,10).

PARAMETROS	LIMITE PRACTICO	OPTIMO	
TEMPERATURA	Mesofilica: 20 - 38 [C]	30 [C]	: Ambos grupos presentan alta sensibilidad a los cambios bruscos de Temperatura
DE DIGESTION			: Se logran a temperatura ambiente
			: En climas frios se recomienda calentamiento solar
	Termofilica: 40 - 60 [C]	55 [C]	: Se necesita calentamiento artificial
	Alta Dilución : 2 - 6 - 10% ST	Variable, en función de Temperatura de operación	: Aprovechados para digestores semi-continuos ó continuos, mezclas fluidas que facilitan su carga y descarga
PORCENTAJE DE SOLIDOS TOTALES			
DE MATERIA EN DIGESTION (XST)	Baja Dilución : 35 - 35% ST		: Aprovechados para digestores de carga Batch y para materiales de difisil digestión.
TIEMPO DE RESISTENCIA	Alta temperatura : (20-45) dias		: El número de dias debe ser suficiente para lograr la máxima calidad de biogas económicamente y al mismo tiempo estabilizar al máx. los lodos residuales.
	Baja temperatura : (90-120) dias		
RELACION C/N DE MATERIA PRIMA	25 - 35	30.0	: Según las características físico-químicas de los de- sechos se hacen formulaciones de materiales para lograr: una adecuada relación C/N.
pH DE DIGESTION	6.5 - 7.6	7.0	: El pH se mantiene neutro en un digestor operado adecuadamente.
ALCALINIDAD	1500 - 5000 mg/lit	Depende de la cap. Neutraliz.	: En un digestor bien operado la alcalinidad puede fluctuar como ácido acético.
RELACION ACIDOS VOLATIL/ALCALINID.	0.2 - 0.6		: Parámetro de control del sistema buffer, la producción de biogas es buena para ese rango.
CONTENIDO DE ACIDOS VILATILES		2,000 mg/Lt	: La bibliografía establece un límite máx., pero esto es cierto, dependiendo de la cap. de amotiguamiento.

DESCRIPCION DEL DIGESTOR DE LABORATORIO

- 1 TUBO DE ALIMENTACION
- 2 TUBO DE MUESTREO Y DESCARGA
- 3 PIEDRA CHANCADA
- 4 PLANCHA PARA FILTRACION
- 5 SISTEMA DRENAJE
- 6 TERMOMETRO
- 7 FOCO DE 100 Watts
- 8 TIMER
- 9 TUBO DE SALIDA DE GAS
- 10 GASOMETRO
- 11 REGLA GRADUADA
- 12 TUBO ENTRADA DE GAS
- 13 GUIA CENTRAL
- 14 SALIDA GAS CONSUMO
- 15 CAJA AISLANTE DE LOS DIGESTORES





**ELEVACION**

- 1 - DIGESTOR
- 2 - TUBO DE ALIMENTACION Y DESCARGA
- 3 - TUBO DE MUESTREO Y DRENAGE
- 4 - TERMOMETRO
- 5 - SISTEMA DE DRENAJE
- 6 - TUBO SALIDA DE GAS
- 7 - LAMPARA INCANDESCENTE
- 8 - TUBO
- 9 - GASOMETRO
- 10 - GUIA CENTRAL PARA MUESTRA
- 11 - SALIDA GAS
- 12 - ESTANTERIA
- 13 - MESA PARA SOPORTE

$$(h_f - h_1) \propto V$$

$$\Delta h \propto P$$



### 2.2.3.1 DESCRIPCION DEL EQUIPO

Para este experimento de caracter preliminar, se usaron 3 envases de hojalata barnizada de 4.25 litros de capacidad c/u de forma cilíndrica de 15.4 cm. de diámetro y 23.0 de altura cerrados herméticamente (simulando a digestores anaeróbicos), con agujero de salida de gas en la parte superior, en la parte lateral media se instalaron una tubería de 1" 0 de entrada por la cual se untroucen los sustratos diariamente y otra opuesta para la descarga de muestra (que a su vez servía para colocar un termómetro). La base del cilindro presentaba un lecho de concreto un una ligera pendiente y sobre ella se coloca piedra chancada la cual actuaba como un dispositivo de filtración de efluente. Las figuras 6 - 7 muestran laa disposición de todo el sistema. El gas producido fue recogido en gasómetros, estos consistian de 2 envases cilindricos de diferentes diámetros, una de PVC y otra más pequeña (envase de hojalata) invertido e introducido dentro del otro, actuando como cabeza flotante donde se acumulaba el gas. Como líquido de confinamiento se utilizó agua acidificada y coloreada (NaCl al 10% H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> al 5% y rojo de metilo al 10%) para evitar la

disolución del  $\text{CO}_2$  y apreciar mejor la diferencia de niveles respectivamente a fin de hacer lecturas más claras.

Diariamente, salvo feriados, el volumen de gas era medido por el desplazamiento del líquido de confinamiento y la presión estaba indicada por la diferencia de alturas entre el agua acidificada dentro y fuera de la cabeza flotante (véase figura - 7), con cuyos datos se calculó los  $\text{cm}^3$  de biogas a condiciones normales de acuerdo a las relaciones fue expresadas en el cuadro 13. La evaluación fue realizada a una temperatura constante utilizando un estante cerrado de madera, la fuente de calor la constituía 3 focos eléctricos de 100 Watts, cuyo encendido estaba regulado por un termómetro. La agitación que produce la entrada de la carta diaria parecía ser suficiente para lograr un buen contacto de las bacterias con el sustrato.

CUADRO - 13

CALCULOS DE VOLUMENES DE BIOGAS

No.:	(P) mm. Hg	(V) $\text{cm}^3$ / día	(C.N) $\text{cm}^3$ /día
1	$767.00 + 0.7356h$	$186.26(h_f - h_o)$	0.3592 PV/t
2	$766.71 + 0.7356h$	$186.26(h_f - h_o)$	0.3592 PV/t
3	$767.27 + 0.7356h$	$186.26(h_f - h_o)$	0.3592 PV/t

Donde:

$h$  : Altura manométrica, cm de  $H_2O$

$h_0$ : Altura inicial de líquido confinado en la campana, cm. de  $H_2O$

$h_+$ : Altura final del líquido al cabo de 24 horas de digestión, cm. de  $H_2O$

$T$ : Temperatura de digestión ( $^{\circ}C$ )

C.N.  $\left\{ \begin{array}{l} T = 0 \text{ } ^{\circ}C = 273 \text{ } ^{\circ}K \\ P = 1 \text{ atmósfera} = 760 \text{ mm. de Hg} \end{array} \right.$

#### 2.2.3.2 SISTEMA DE DIGESTION

Se evaluaron en el equipo de 3 digestores anteriormente descritos, para la digestión se tomaron mezclas de estiércol de vacuno con cáscaras de frutas de la planta INDALSA, sometidos a las siguientes condiciones de trabajo.

CUADRO - 14

DIG. No.	TEMPERATURA ( $^{\circ}C$ )	CONCENTRACION DE SOLIDOS (%ST)	TIEMPO DE RETENCION (DIAS)
1	30	8	15
2	30	8	30
3	30	8	45

Además para acelerar el inicio de la digestión

anaeróbica se fermentó aeróbicamente los materiales y para mantener el proceso se realizaron carga y descarga diaria conforme se describe más adelante.

En resumen, las evaluaciones realizadas corresponden a un sistema de digestión mesofílico y semi-contínuo, de alta dilución (8%ST), de flujo arbitrario y en tiempo de retención correspondientes a climas cálidos, templados y fríos.

#### 2.2.3.3 PROCEDIMIENTOS ANALITICOS

El proceso de digestión anteriormente descrito, se evaluaron analizando los parámetros fisico-químicos que se detallan en el cuadro - 16, estos parámetros se controlaron siguiendo los procedimientos diagramados en la figura - 8 y el cronograma de trabajo semanal mostrado en el cuadro - 17. Los métodos de análisis fueron tomados del "Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater". La mayoría de estos análisis fueron realizados por laboratorio de nuestra planta y otros por ITINTEC.

#### 2.2.3.4 PROCEDIMIENTOS OPERATIVOS

##### a. Pre-fermentación de Materia Prima

La materia prima evaluada consistió en una

formulación de estiércol vacuno con cáscaras de frutas (Maracuya, piña, naranja) cuya composición química fue:

CUADRO 15

MATERIAL	SOLIDOS TOTALES (%)		CARBON	NITROGENO
	Ant. Pre-ferm	Desp. Pre-ferm	%ST	%ST
Est. Vac.	15.40	29.55	31.04	1.95
Cas. Macy.	20.41	17.19	93.70	1.53
Cas. Piña.	26.00	11.36	23.90	1.06
Cas. Nrja.	17.66	20.16	85.50	1.68

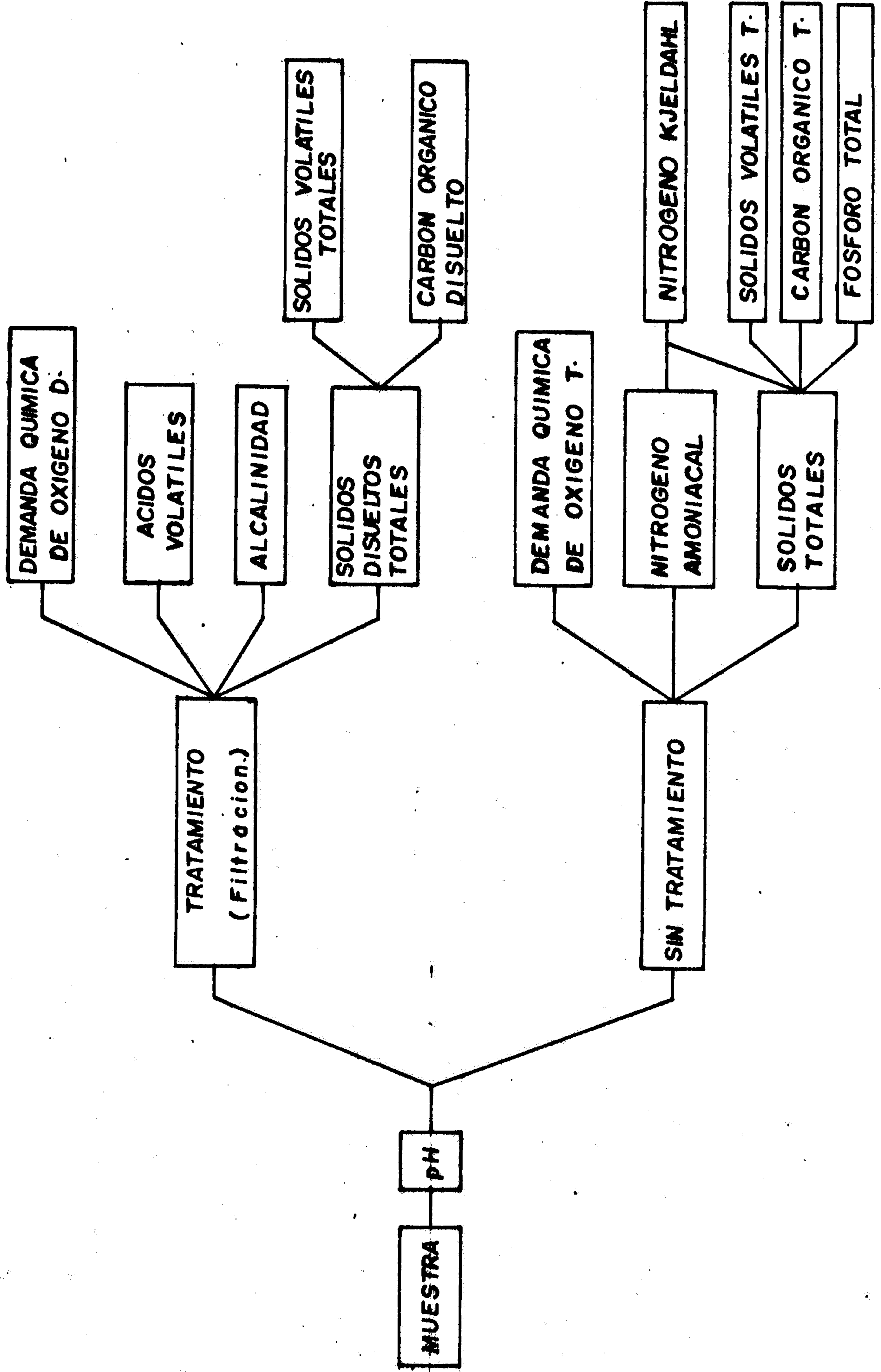
Las muestras fueron al centro de engorde vacuno SAPIA y de la planta INDALSA, las mismas fueron sometidos a una pre-fermentación aeróbica, a fin de quitar la capa cerosa de los materiales celulósicos y facilitar la digestión anaeróbica (Tambien se elimina el porcentaje de agua).

Las cáscaras de frutas fueron triturados en tamaños pequeños ( $\pm 1.5$  cm.) y se apilaron con capas de estiércol, agregandose agua de cal al 2%, el cual fue dejado a condiciones ambientales por espacio de una semana alcanzandose temperaturas de  $50 \text{ }^\circ\text{C} \pm 5 \text{ }^\circ\text{C}$ .

#### b. Preparación de la carga inicial

Para cargar el digestor con los materiales

**FIGURA N° 8**



**ETAPAS EN EL TRATAMIENTO DE LA MUESTRA**

CUADRO - 16

PARAMETROS EVALUADOS, SU IMPORTANCIA, METODOS ANALITICOS Y ETAPAS DE ANALISIS

PARAMETRO	IMPORTANCIA	METODO ANALITICO	ETAPA EN LA QUE SE REALIZA LA DETERM.
Acidos volatiles	Parametros de control	Destilación	Efluente *
Alcalinidad	Parametro de control	Volumetrico	Efluente *
Demanda Quimica Oxigeno Total / Disuelta	Parametro de diseño	Volumetrico / $K_2Cr_2O_7$	Alimentacion, efluente Efluente *
Fosforo total	Poder fertilizante	Espectrofotometrico ( $HNO_3$ y $H_2SO_4$ )	Alimentacion, efluente
Nitrogeno amoniacal	Parametro de control	Volumetrico	Alimentacion, efluente
Nitrogeno Kjeldahl	Poder fertilizante	Por calculo (amoniacal + organico)	Alimentacion, efluente
Carbono organico total	Concentracion de materia organica	Volumetrico	Alimentacion, efluente
pH	Parametro de control	Electrometrico	Efluente
Solidos totales	Grado de dilucion del substrato	Gravimetrico 103 °C	Alimentacion, efluente
Solidos volatiles	Disposicion de materia organica	Gravimetrico 550 °C	Alimentacion, efluente
Solidos suspendidos volatiles	Parametro de diseño	Gravimetrico 550 °C	Efluente *

\* Para estos analisis las muestras eran sometidas a pre-tratamiento.

CUADRO - 17 PLAN DE TRABAJO SEMANAL

	MARTES	MARTES	MIERCOLES	JUEVES	VIERNES	SABADO	DOMINGO
:- Medición de	:- Medición de	:- Medición de	:- Medición de	:- Medición de	:- Medición de	:- Medición de	:- Medición de
:- gas, Temperatura	:- gas, Temperatura	:- gas, Temperatura	:- gas, Temperatura	:- gas, Temperatura	:- gas, Temperatura	:- gas, Temperatura	:- gas, Temperatura
:- tura, pH	:- tura, pH	:- tura, pH	:- tura, pH	:- tura, pH	:- tura, pH	:- tura, pH	:- tura, pH
:- Muestreo	:- Muestreo	:- Muestreo	:- Muestreo	:- Muestreo	:- Muestreo	:- Muestreo	:- Muestreo
:- Alimentación	:- Alimentación	:- Alimentación	:- Alimentación	:- Alimentación	:- Alimentación	:- Alimentación	:- Alimentación
:- Preparación de	:- Ácidos volátiles	:- Ácidos volátiles	:- Ácidos volátiles	:- Ácidos volátiles	:- Ácidos volátiles	:- Ácidos volátiles	:- Ácidos volátiles
:- reactivos	:- tiles	:- tiles	:- tiles	:- tiles	:- tiles	:- tiles	:- tiles
:- Acidos volátiles	:- Alcalinidad	:- Alcalinidad	:- Alcalinidad	:- Alcalinidad	:- Alcalinidad	:- Alcalinidad	:- Alcalinidad
:- tiles	:- ST, SVT	:- ST, SVT	:- ST, SVT	:- ST, SVT	:- ST, SVT	:- ST, SVT	:- ST, SVT
:- ST, SVD	:- SOT, SVD	:- SOT, SVD	:- SOT, SVD	:- SOT, SVD	:- SOT, SVD	:- SOT, SVD	:- SOT, SVD
:- Nitrogeno amoniacal	:- Nitrogeno amoniacal	:- Nitrogeno amoniacal	:- Nitrogeno amoniacal	:- Nitrogeno amoniacal	:- Nitrogeno amoniacal	:- Nitrogeno amoniacal	:- Nitrogeno amoniacal
:- Fosforo Total	:- Nitrogeno	:- Nitrogeno	:- Nitrogeno	:- Nitrogeno	:- Nitrogeno	:- Nitrogeno	:- Nitrogeno
:- Kjeldhal Total	:- Kjeldhal Total	:- Kjeldhal Total	:- Kjeldhal Total	:- Kjeldhal Total	:- Kjeldhal Total	:- Kjeldhal Total	:- Kjeldhal Total
:- COT, COD	:- COT, COD	:- COT, COD	:- COT, COD	:- COT, COD	:- COT, COD	:- COT, COD	:- COT, COD
:- Procesamiento	:- Procesamiento	:- Procesamiento	:- Procesamiento	:- Procesamiento	:- Procesamiento	:- Procesamiento	:- Procesamiento
:- de información	:- de información	:- de información	:- de información	:- de información	:- de información	:- de información	:- de información

ST = SOLIDOS TOTALES  
 SVT = SOLIDOS VOLATILES TOTALES  
 SOT = SOLIDOS DISUELTOS TOTALES  
 SVD = SOLIDOS VOLATILES DISUELTOS

COT = CARBONO ORGANICO TOTAL  
 COD = CARBONO ORGANICO DISUELTO  
 DOD-T = DEMANDA QUIMICA DE OXIGENO TOTAL  
 DOD-D = DEMANDA QUIMICA DE OXIGENO DISUELTO



seleccionados, se necesita una cantidad de sustratos a una relación C/N de 30, la cual se determina a partir de su contenido de sólidos totales de carbono y nitrógeno tabulados en el cuadro - 15.

Para una relación C/N = 30, se jugó con diferentes pesos de materiales obteniéndose la siguiente:

1,439 gr. de Estiércol de vacuno  
 710 gr. Cáscara de maracuyá  
 895 gr. Cáscara de piña  
 956 gr. Cáscara de naranja

---

4,000 gr.

cuyo balance de carbono y nitrógeno fué el siguiente:

b.1 Balance de Carbono

$$C_t = C_E \cdot X_E \cdot E + C_M \cdot X_M \cdot M + C_P \cdot X_P \cdot P + C_N \cdot X_N \cdot N$$

$$C_t = 435.5 \text{ gr.}$$

b.2 Balance de Nitrógeno

$$N_t = C_E \cdot X_E \cdot E + C_M \cdot X_M \cdot M + C_P \cdot X_P \cdot P + C_N \cdot X_N \cdot N$$

$$N_t = 14.47 \text{ gr.}$$

b.3 Relación C/N: Obteniéndose

$$\frac{C_t}{N_t} = \frac{435.5}{14.47} = 30.1$$

Donde:

$C_t$  = Carbono total de la mezcla, gr.

$N_t$  = Nitrógeno total de la mezcla, gr.

$E$  = Peso de estiércol vacuno, gr.

$M$  = Peso cáscara de maracuyá, gr.

$P$  = Peso cáscara de piña, gr.

$N$  = Peso cáscara de naranja, gr.

$X_E$  = Sólidos totales de estiércol, gr. de material seco/gr. de material húmedo.

$X_M$  = Sólidos totales cáscara de maracuyá, gr. de material seco/gr. material húmedo.

$X_P$  = Sólidos totales cáscara de piña, gr. de material seco/gr. de material húmedo.

$X_N$  = Sólidos totales cáscara de naranja, gr. de material seco/gr. de material húmedo.

$C_E$  = Contenido de estiércol de carbono, gr. de C/gr. de material seco

$C_M$  = Contenido de carbono cáscara de maracuyá, gr. de C/gr. de material seco.

$C_P$  = Contenido de carbono cáscara de piña, gr. de C/gr. de material seco.

$C_N$  = Contenido de carbono cáscara de naranja, gr. de C/gr. de material seco.

$N_E$  = Contenido de nitrógeno de estiércol  
 ,gr. de N/gr. de material seco.

$N_M$  = Contenido de nitrógeno cáscara  
 de maracuyá, gr. de N/gr. de  
 material seco.

$N_P$  = Contenido de nitrógeno cáscara  
 de piña, gr. de N/gr. de material  
 seco.

$N_N$  = Contenido de nitrógeno cáscara  
 de naranja, gr. de N/gr. de material  
 seco.

De igual manera y con el fin de calcular la  
 cantidad de agua agregar para una disolución  
 de 8 %ST, se hace el balance.

#### b.4 Balance de Sólidos Totales

$$X_t \cdot T_t = X_E \cdot E + X_M \cdot M + X_P \cdot P + X_N \cdot N$$

$$X_t \cdot T_t = 841.72$$

Donde:  $X_t$  = gr. ST/gr. peso total

$T_t$  = peso total del lodo

Si:  $X_t = 8\% = 0.08$

$T_t = 10,521.5$  gr.

Considerando que el peso total del lodo es  
 igual al peso de los sustratos más el agua a  
 agregar tenemos:

$$T_t = (E + M + P + N) + \text{AGUA}$$

$$\text{AGUA} = T - (E + M + P + N)$$

AGUA = 6,512.5 gr.

Con este lodo se cargó los 3 digestores con 3.4 litros, cada uno de ellos.

#### 2.2.3.5 OPERACION DE DIGESTORES Y CONTROL DE DIGESTION

Para mantener el proceso de digestión, diariamente se alimentaba la cantidad de carga, correspondiente al tiempo de retención de cada digester, y se retiraba una cantidad igual de lodo de digestión. Considerando que la cantidad de lodo en digestión es de 3,400 cm<sup>3</sup>. Las cantidades a añadir y retiradas en cada digester fueron las siguientes:

DIGESTOR-1 :3,400 cm<sup>3</sup>/15 días= 226 cm<sup>3</sup>/día

DIGESTOR-2 :3,400 cm<sup>3</sup>/30 días= 113 cm<sup>3</sup>/día

DIGESTOR-3 :3,400 cm<sup>3</sup>/45 días=75.5 cm<sup>3</sup>/día

Para esta alimentación diaria, se preparó un nuevo lote de mezcla de materiales y agua con las mismas características que la carga inicial. Este lote de lodo se almacenó en frascos y se mantuvieron a 4 °C, siendo analizados semanalmente. Cada día se retiraba del congelador la cantidad

necesaria, dejándose tomar la temperatura ambiente se procedía a la alimentación de carga y remoción de efluente , previa toma de muestra.

De igual manera, diariamente se controlaba la producción de biogas midiendo el volumen, presión y temperatura del gas producido y acumulado en los gasómetros. Tomándose muestras de biogas se analizaba volumétricamente el contenido del metano; el remanente era transferido a una cámara de llanta para unos ensayos de combustión.

#### 2.2.3.6 RESULTADOS OBTENIDOS

Se presentan la gráficas obtenidas durante la evaluación de cada digestor, de la producción de biogas por día y por gr. de S.V. y de los controles DQO, pH, alcalinidad y ácidos volátiles. Debido a problemas de muestreo (Muestra representativa) y de la calidad de la muestra (Partículas de desechos orgánicos de diferentes tamaños), los resultados analíticos obtenidos de las muestras filtradas son más confiables que los analizados directamente, los cuales fueron muy variables y arbitrarios. Esta es la razón por la que no se reportan los

resultados de DQO-T, carbono orgánico, nitrógeno y fósforo.

CUADRO - 18

INFLUENCIA DEL TIEMPO DE RETENCION

EN LOS PARAMETROS ANALIZADOS

PARAMETROS	TIEMPO DE RETENCION (días)		
	15	30	45
Acidos volátiles (mg/l)	1,600	800	650
Alcalinidad (mg/l)	3,500	5,396	5,431
DQO - Disuelto (mg/l)	6,200	5,400	4,900
pH	6.95	7.29	7.32
Volumen de gas (cm <sup>3</sup> / día)	2,626	1,421	1,247
Volumen de gas cm <sup>3</sup> /grS.V. añadido / día	167	192	256

2.2.3.7 DISCUSION DE RESULTADOS

a. Producción de gas

En la gráfica - 1, se observa que la cantidad de biogas producido es mayor en digestores operados a tiempos de retención menores y de mayor carga, debido a la mayor cantidad de material orgánico susceptible a digerirse. En la gráfica - 2, se aprecia mejor este comportamiento; para tiempos de retención de 15 días la producción es de 2,500 cm<sup>3</sup> / día, mientras que para tiempos de retención de 45 días el volumen fue del orden de 1,250 cm<sup>3</sup> /

día. Sin embargo la figura se invierte cuando hablamos de la producción específica (volumen de biogas / gr. S.V.), este es mayor para tiempos de retención mayores. Esto se debe a la mayor permanencia del material orgánico dentro del digestor, sometidos a la acción bacteriana logrando una mayor eficiencia de degradación orgánica y de producción de biogas.

#### b. Acidos volátiles

A un menor tiempo de retención la carga de alimentación es mayor, en consecuencia es mayor la cantidad de material orgánico susceptible a ser solubilizados y transformados a ácidos, aumentando notoriamente la concentración de ácidos volátiles. Esta es la tendencia que se aprecia en la gráfica No.4, observándose un aumento en el tiempo de residencia de 30 días reduce la concentración de ácidos volátiles a la mitad.

#### c. Alcalinidad

Conforme, se desarrolla el proceso de digestión anaeróbica, se da una producción natural de alcalinidad y esta

tiende a aumentar conforme se aumenta el tiempo de retención del proceso.

La gráfica - N°.5, muestra este comportamiento, sin embargo también se observa que este aumento es amortiguado a mayores tiempos de retención. Si consideramos que la principal forma de alcalinidad son los bicarbonatos, que resultan de la formación del amonio,  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{O}$  para formar bicarbonatos de amonio, y que esta aumenta al aumentar el tiempo de retención, podemos entonces inferir que a mayores tiempos de retención es mayor la acumulación de nitrógeno amoniacal y la descomposición de nitrógeno orgánico. En consecuencia a tiempos de retención mayores tendremos lodos de mejor contenido fertilizante.

#### d. pH

El pH depende de la relación entre ácidos volátiles y la alcalinidad, indicándonos la capacidad de amortiguamiento de un digestor, la gráfica - 6, muestra que esta capacidad es mayor a tiempos de retención mayores notándose cierta tendencia a la



acidificación a menores tiempos de retención.

#### e. D.Q.O

La gráfica - 7, ilustra la razón inversa entre DQO y el tiempo de retención. Si consideramos que DQO bajos corresponde a mayor utilización de material orgánico, podemos concluir que para lograr una mayor eficiencia de degradación y de producción de biogas a condiciones mesofílicas, es necesario trabajar con tiempos de retención mayores de 45 días.

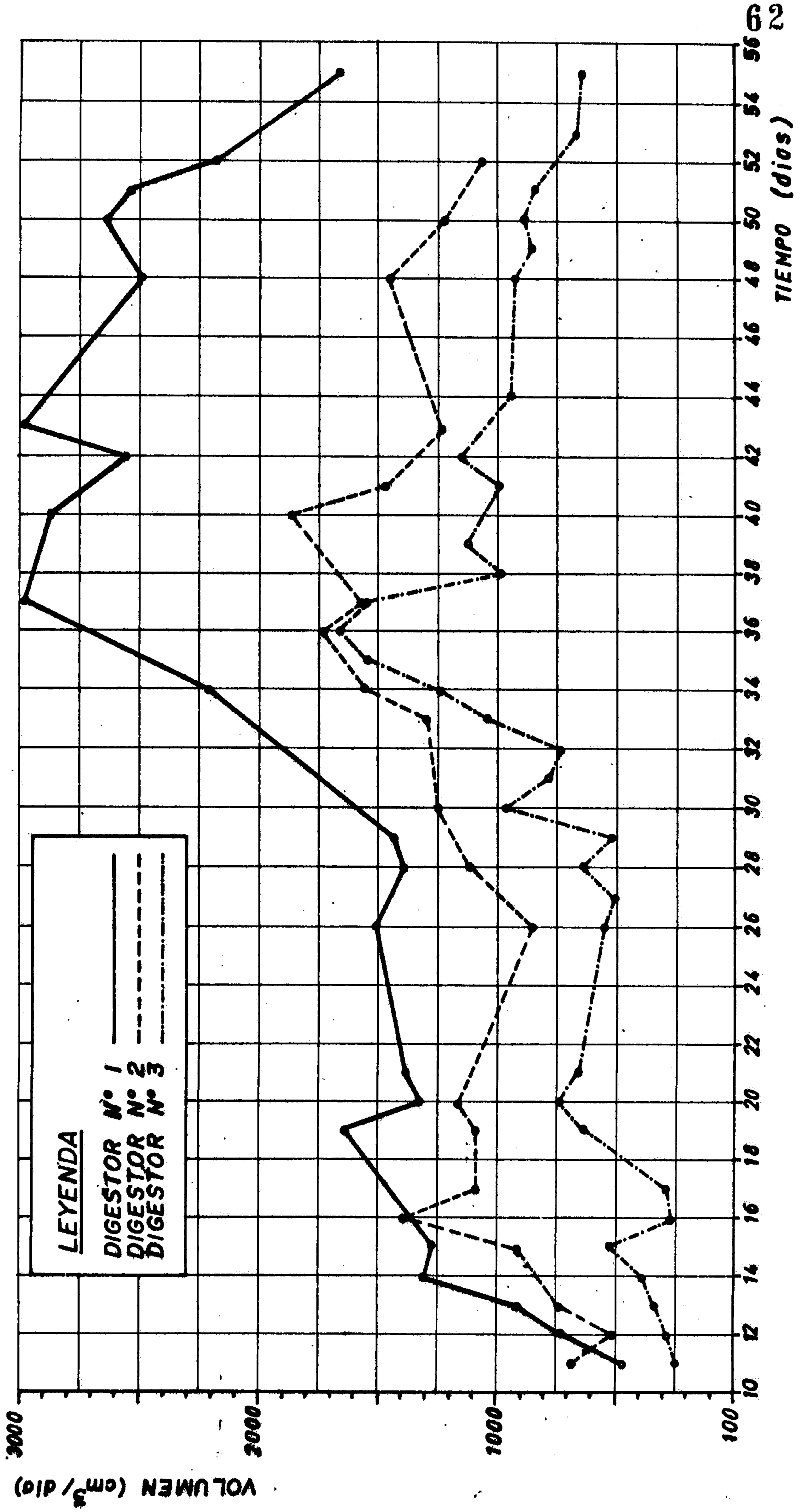
#### f. Fósforo

El porcentaje de fósforo total aumenta a medida que aumenta el tiempo de retención, lo que produce un enriquecimiento del poder fertilizante del sustrato al final de la digestión. Esto puede ser entendido partiendo del hecho que la digestión implica "pérdida" de los constituyentes principales de la materia orgánica como carbono, oxígeno e hidrógeno bajo la forma de gases, y al no formar el fósforo ningún compuesto volátil, permanece como sustrato,

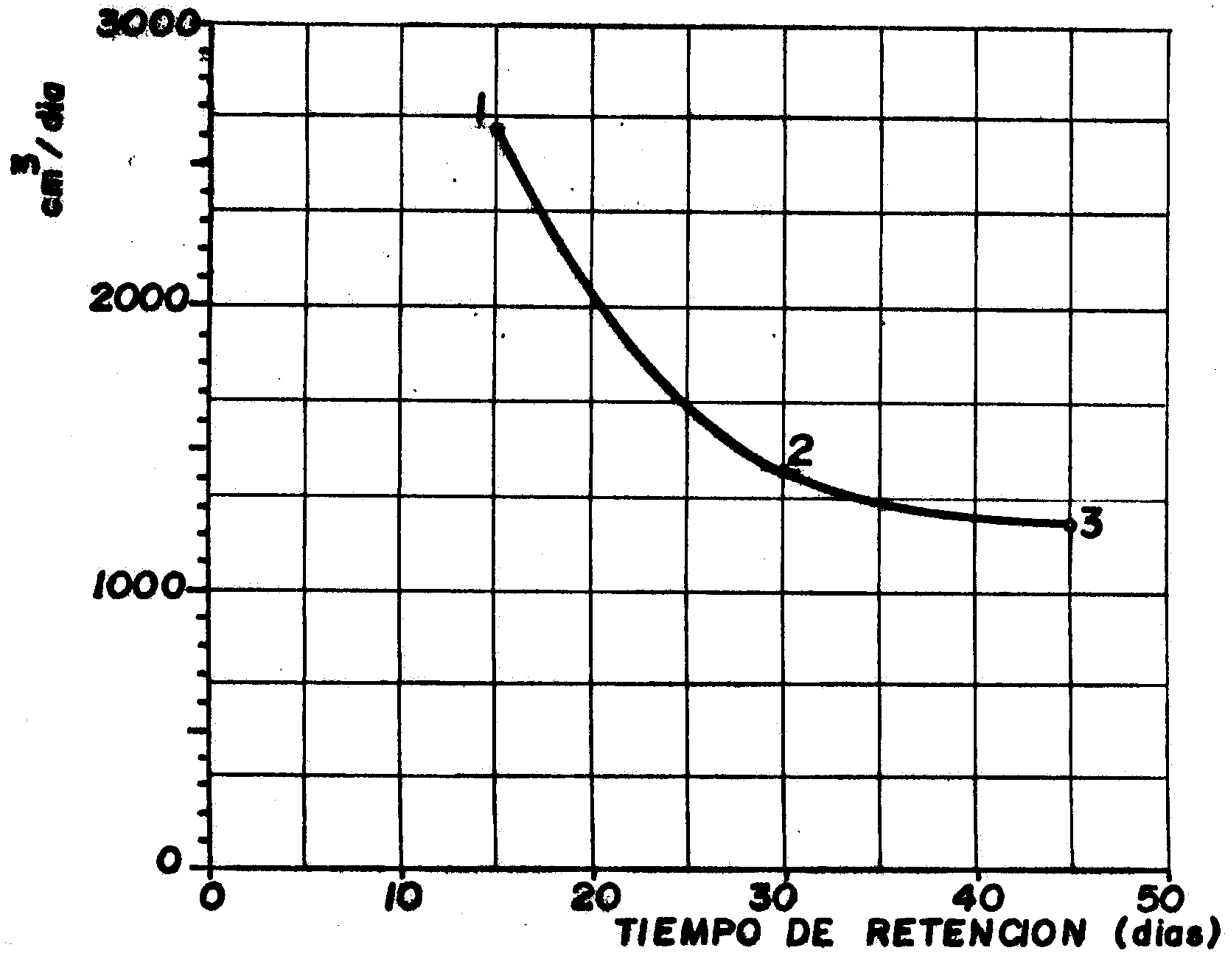
**GRAFICA N° 1**

**PRODUCCION DE GAS vs TIEMPO DE EVALUACION**

**(cm<sup>3</sup>/dia)**

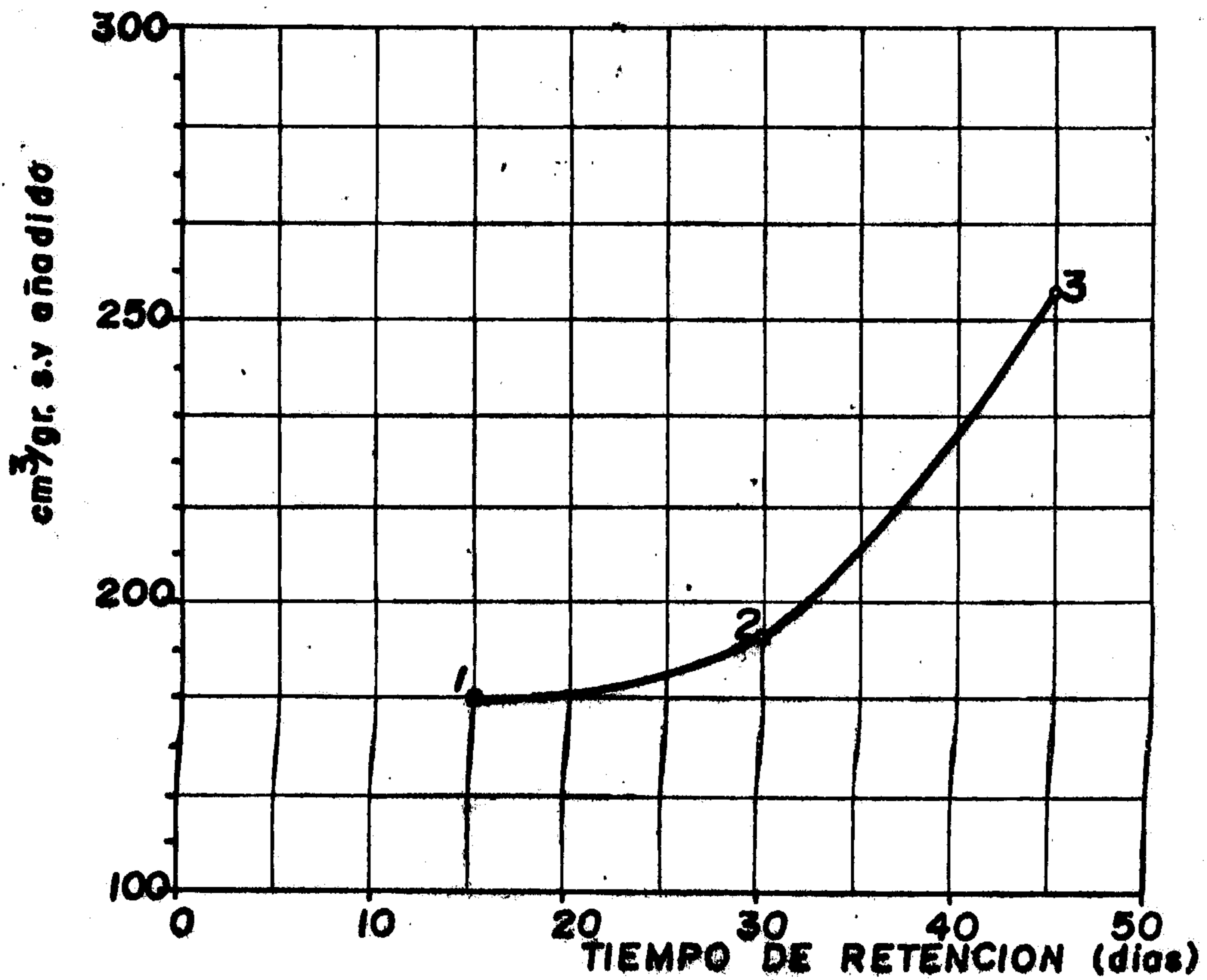


VOLUMEN DE GAS v.s TIEMPO DE RETENCION 63  
(cm<sup>3</sup>/dia) (dias)

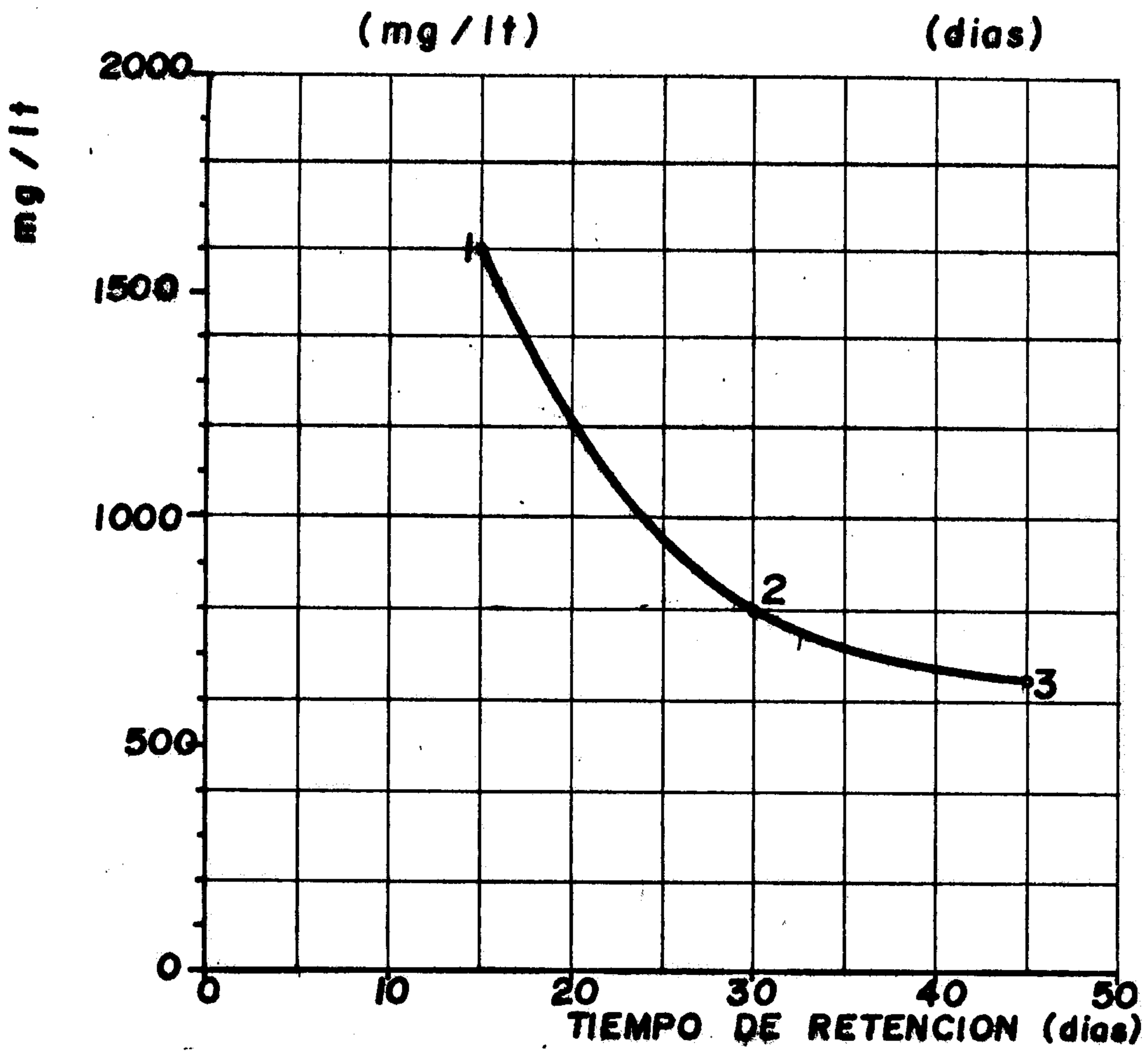


GRAFICA N° 3

VOLUMEN DE GAS v.s TIEMPO DE RETENCION  
(cm<sup>3</sup>/gr. s.v. añadido/dia) (dias)

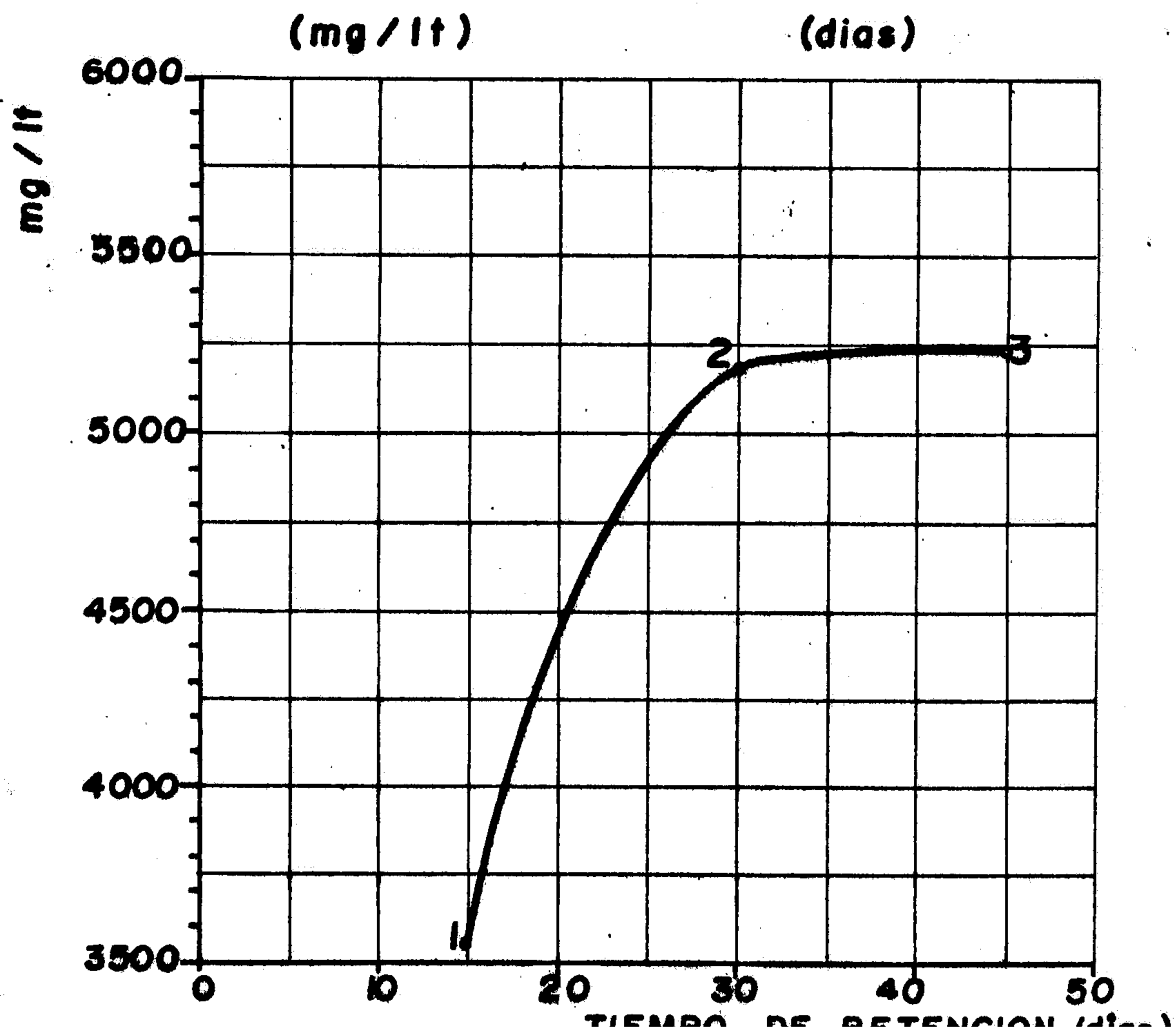


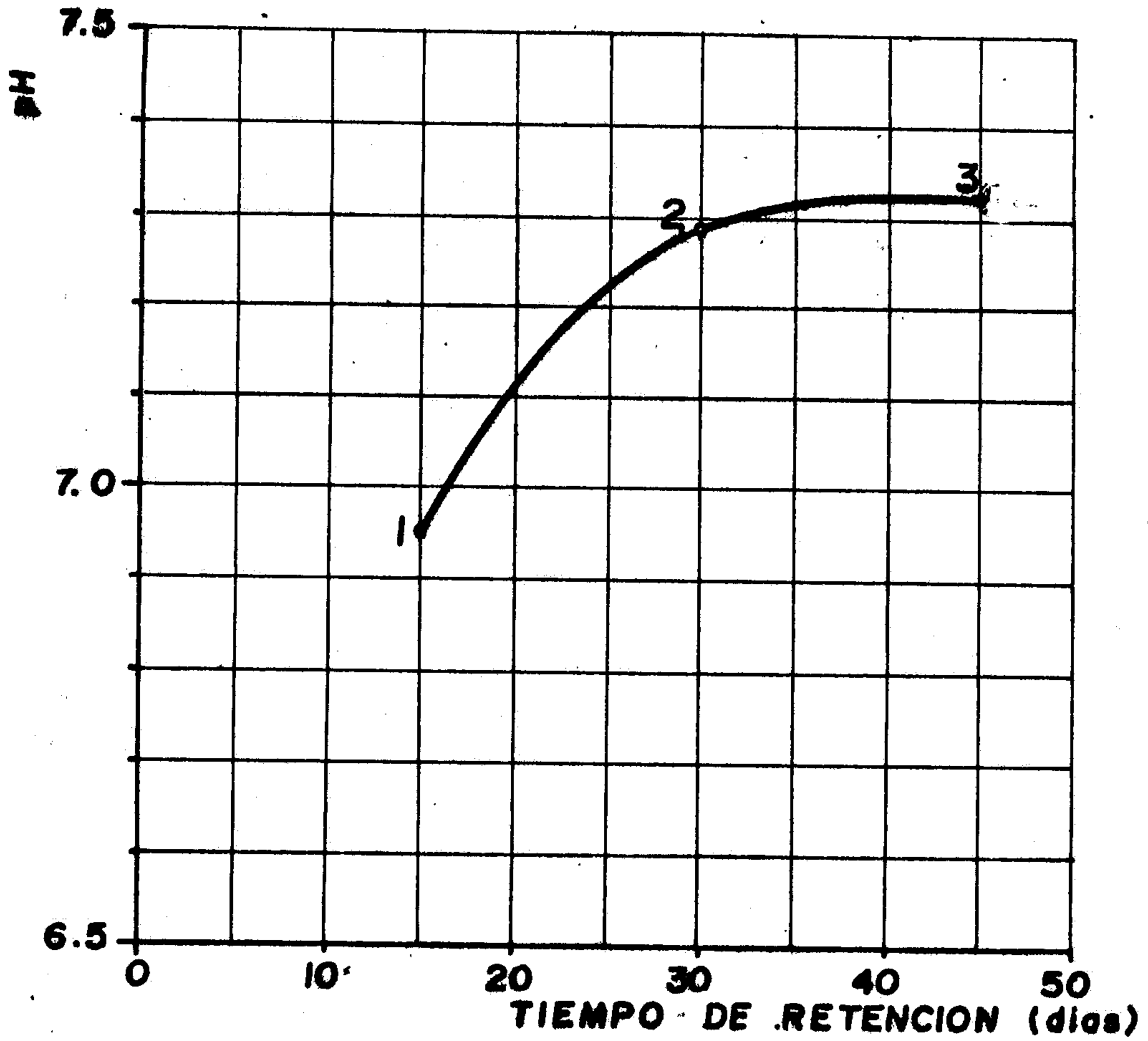
ACIDOS VOLATILES v.s TIEMPO DE RETENCION



GRAFICA N° 5

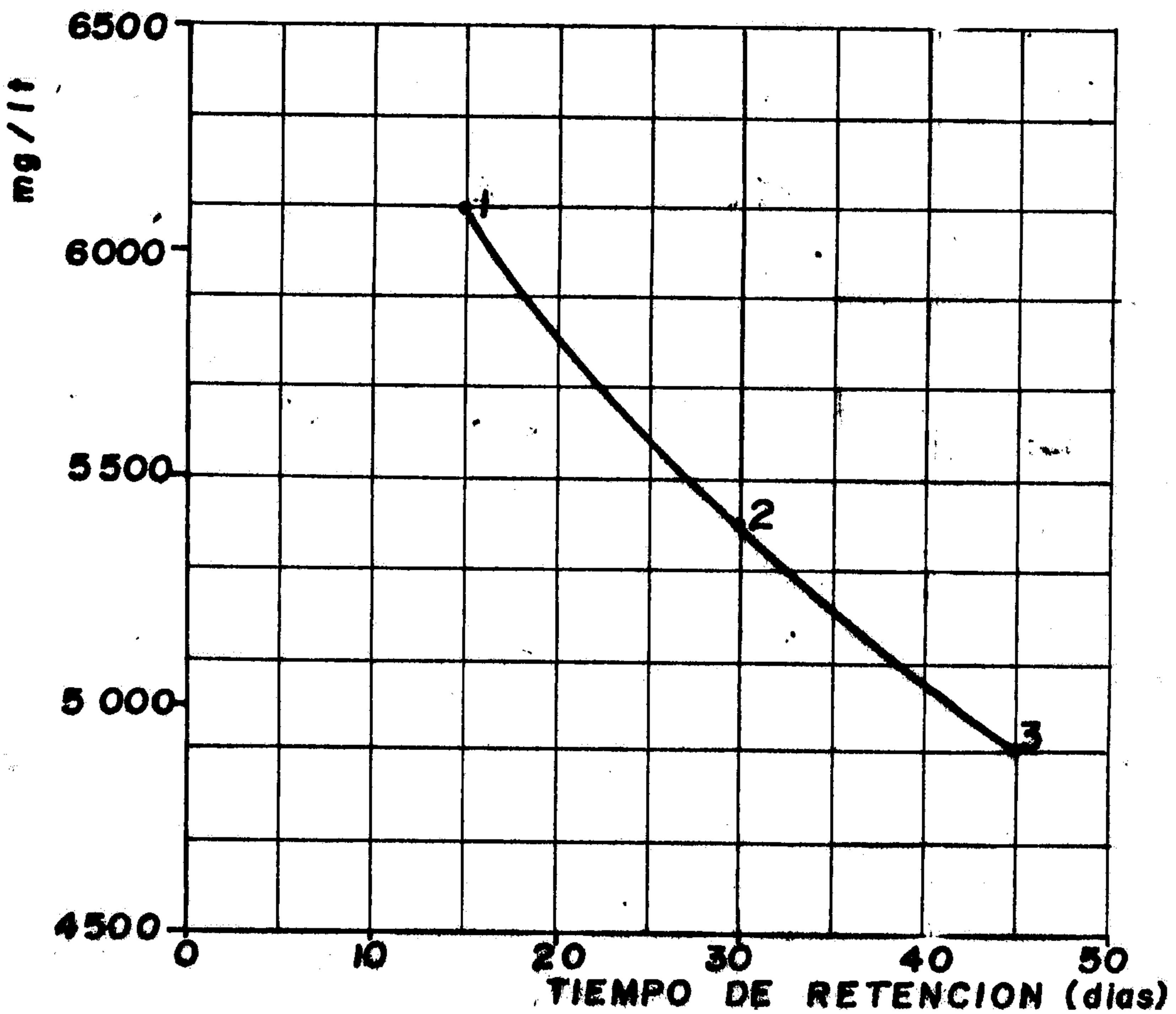
ALCALINIDAD v.s TIEMPO DE RETENCION





GRAFICA N° 7

DEMANDA QUIMICA DE v.s TIEMPO DE RETENCION  
OXIGENO DISUELTO (mg/lit) (dias)



incrementandose el porcentaje del mismo, en forma proporcional a la eficiencia del proceso y este sabemos que aumenta con el tiempo de retención.

#### 2.2.3.8 CONCLUSIONES DE LA EXPERIENCIA

- El tiempo de retención es una variable muy importante en función de la cual se puede evaluar el comportamiento de los parámetros fisico-químicos de la digestión anaeróbica de desechos orgánicos.

- Considerando el volumen total de biogas producido diariamente concluimos que a condiciones mesofílicas existe una relación directa entre la velocidad de producción de biogas y carga orgánica, la misma que es inversa al tiempo de retención.

- Considerando la producción específica de biogas ( $\text{Cm}^3/\text{gr.S.V.}$ ) a condiciones mesofílicas, existe una relación directa de cantidad de biogas y tiempo de retención.

- A mayores tiempos de retención es mayor la reducción de ácidos volátiles y el aumento de la alcalinidad. Sin

embargo la reducción de ácidos volátiles y el aumento de la alcalinidad es menor para tiempo de retención entre 30 y 45 días.

- La relación ácidos volátiles / alcalinidad es un buen parámetro de control del sistema buffer. La producción de biogas es buena para relaciones de 0.2 - 0.6.

- A mayor tiempo de retención es mejor la calidad de los lodos digeridos, en cuanto a poder fertilizante y grado de estabilización.

- Aunque no se reportan los datos de análisis de biogas, es necesario observar que el contenido de metano es mayor para digestores operados a tiempos de retención de 30 y 45 días.

#### 2.2.4 SISTEMAS DE DIGESTION Y TIPOS DE DIGESTORES

Una planta para la producción de biogas y/o bioabono fertilizante orgánico, está conformada básicamente por dos partes que se complementa durante su operación.

A. DIGESTOR, tanque o cámara completamente cerrado, donde se almacenan los desechos orgánicos para su descomposición.

B. GASOMETRO, recipiente completamente

hermético, donde se almacena el gas que se produce en el digestor, que puede ser parte de la cámara del digestor, en forma rígida o flotante, o estar separado en forma flotante. La descomposición de los desechos se desarrollan en un medio completamente anaeróbico - sin presencia de aire, y por esta razón el digestor y el gasómetro deben cumplir ciertos requisitos, de tal manera que se aseguran una correcta operación.

#### 2.2.4.1 SISTEMAS DE DIGESTION EXISTENTES (II)

La clasificación de los sistemas de digestión se ha realizado según:

##### a. Temperaturas de operación:

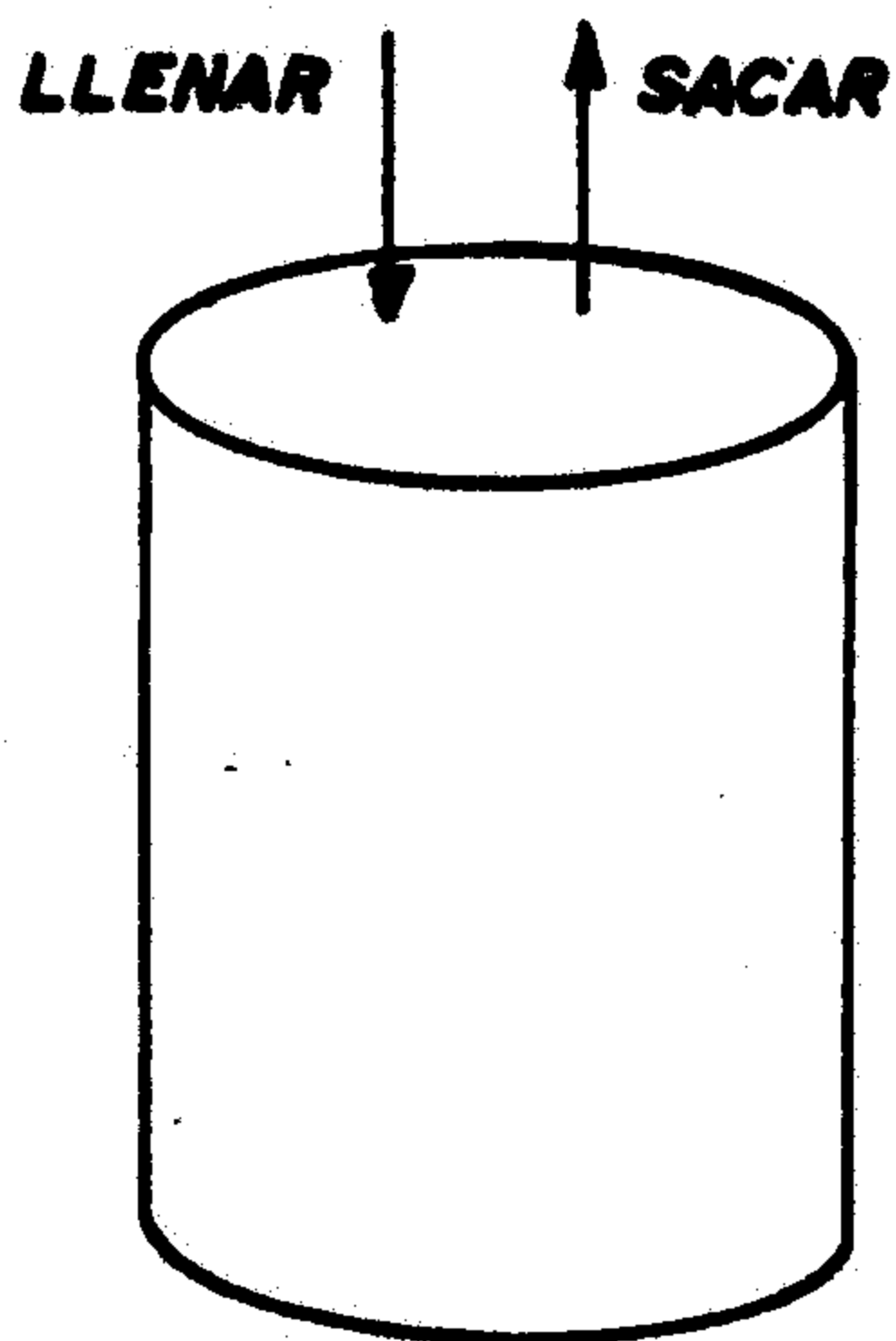
- Digestión Mesofílica.- Es la que se realiza dentro de los rangos de 10 - 40 °C. Así, puede realizarse a temperatura de ambiente, en climas cálidos y tropicales, o con calentamiento artificial, en climas fríos.
- Digestión Termofílica.- Se realiza por encima de los 40 °C (hasta 60 °C).

##### b. Según el flujo hidráulico: Véase fig.-9

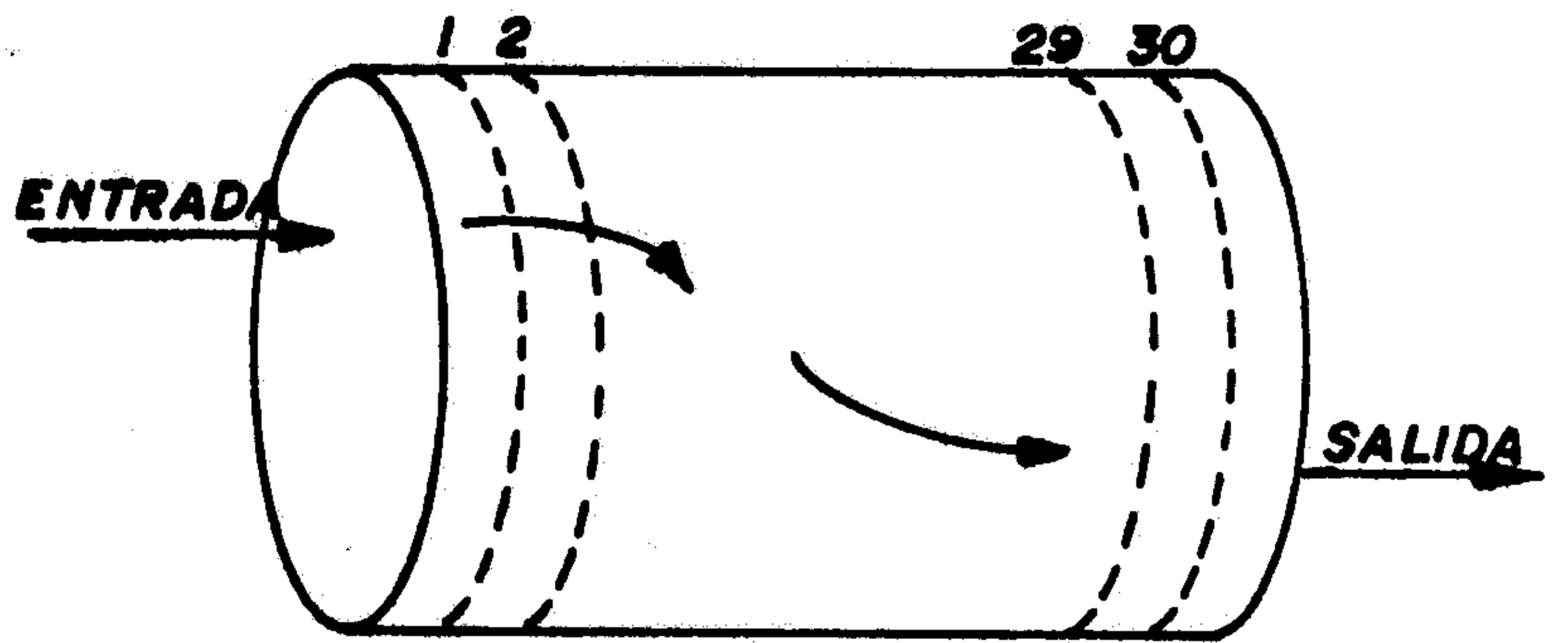
- De flujo Batch, son los digestores que



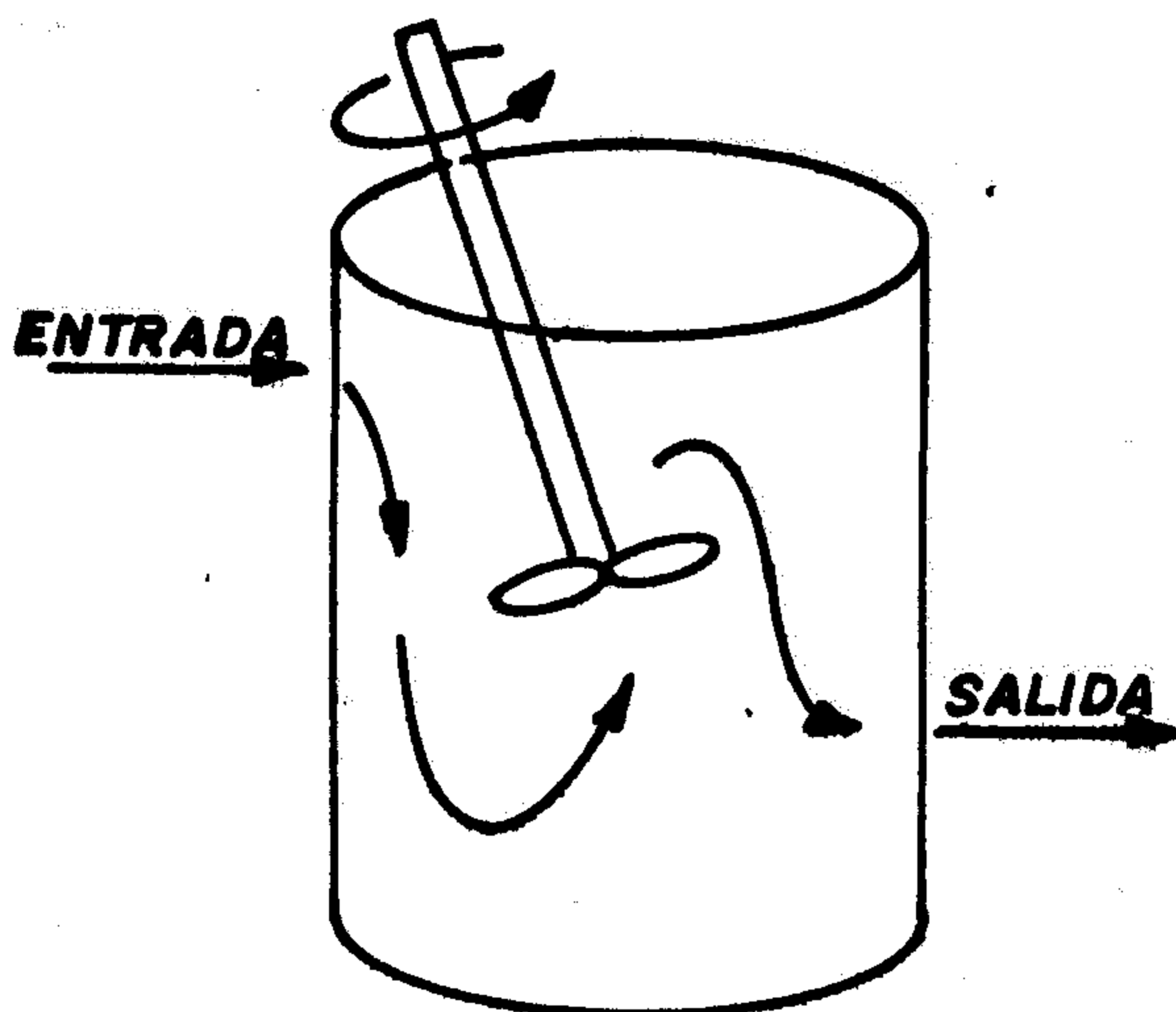
DIGESTORES CLASIFICADOS POR CARAC-  
TERISTICAS DE FLUJO HIDRAULICO



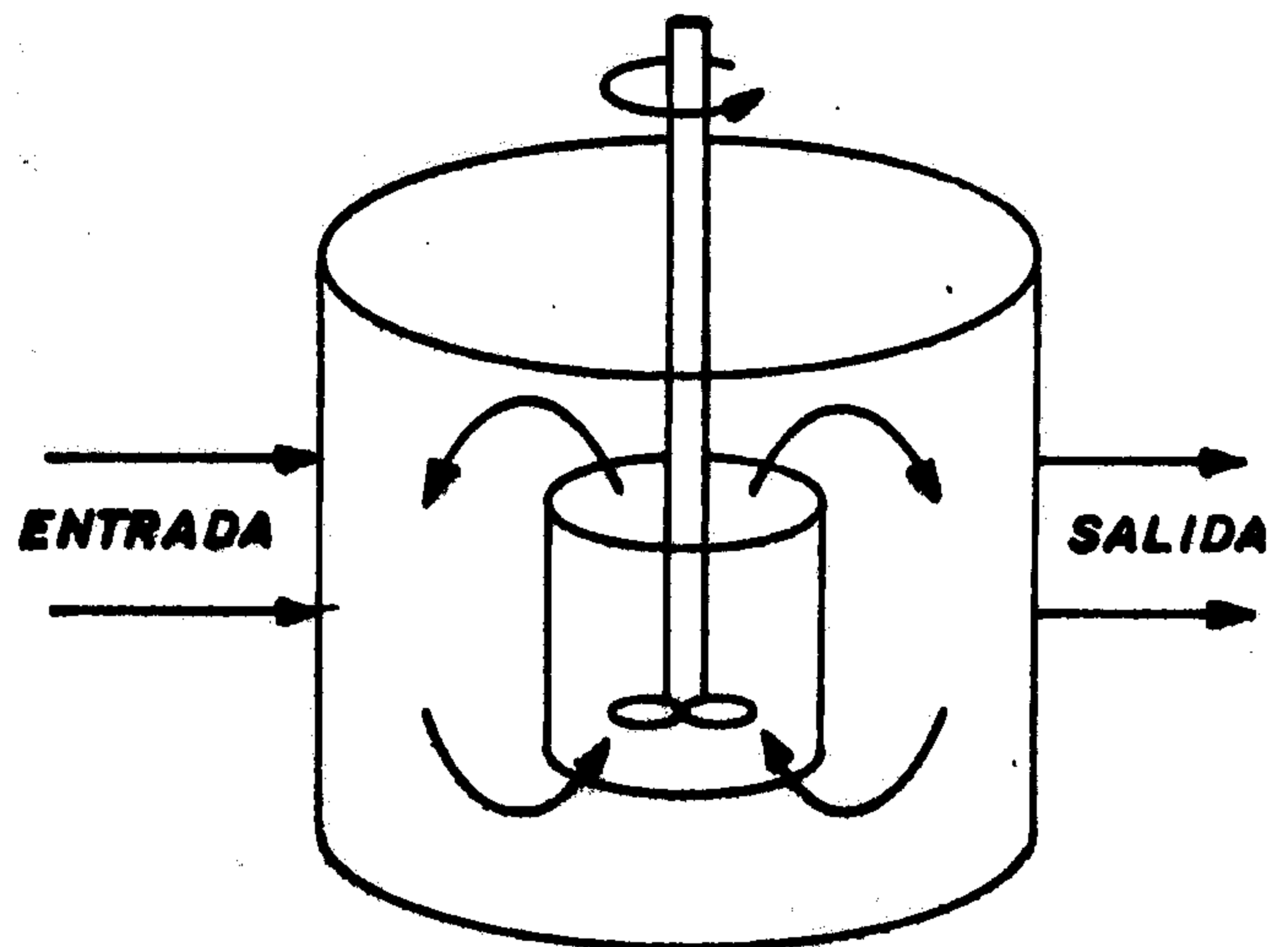
DE CARGA POR LOTES  
(BATCH)



DE FLUJO "TAPON"



DE FLUJO ARBITRARIO



DE MEZCLA COMPLETA

se abren y cierran despues de cada carga. Se usan generalmente en serie.

- De flujo Tapón, llamados también digestores de desplazamiento, contienen un conjunto de cargas batch a lo largo del tanque, de tal manera que sólo en la segunda mitad se está produciendo biogas.
- De flujo arbitrario, son digestores con una alimentación semi-continua, que requiere que tengan, además de la cámara de fermentación, un sistema de entrada y salida para su funcionamiento.
- De mezcla completa, estos digestores se alimentan y se descargan continuamente, lo que se logra por medios mecánicos.

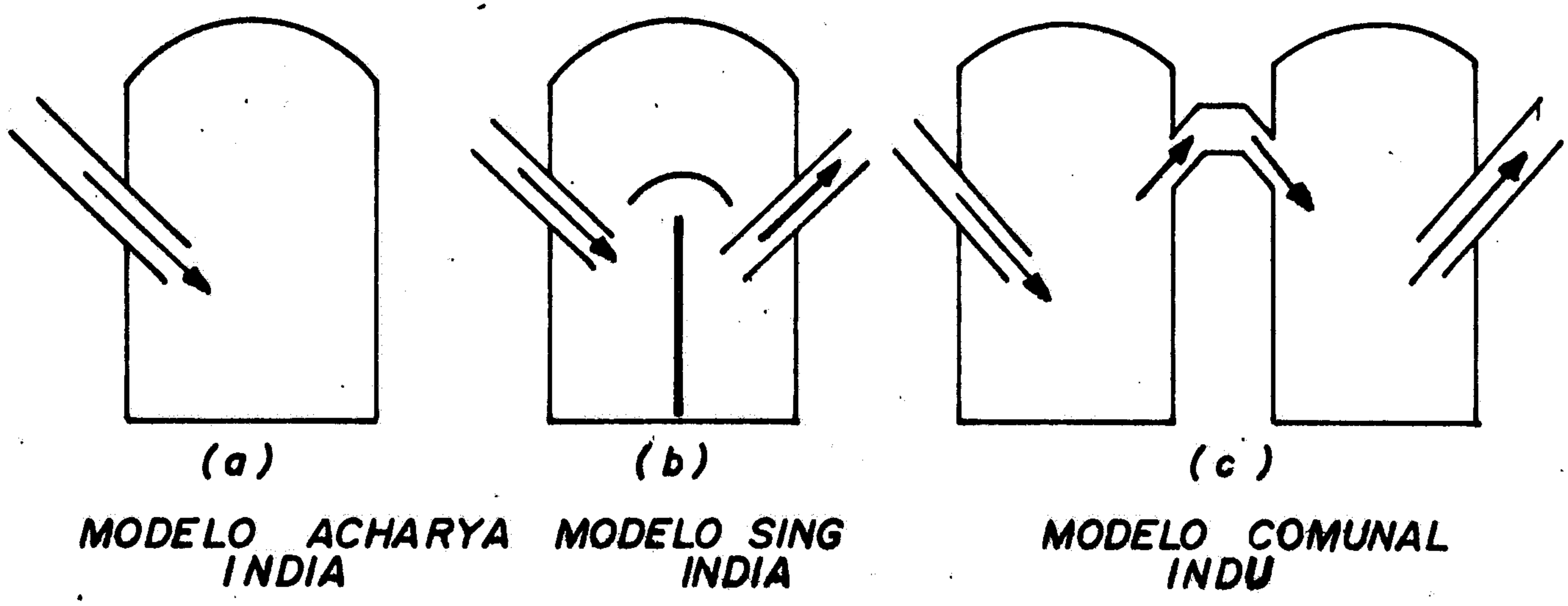
c. Según el modo de operación:

- Digestores tipo batch o de llenado intermitente.
- Digestores semi-continuos.
- Digestores de flujo tapón o de desplazamiento: de tipo vertical y tipo horizontal (véase la figura - 10)
- Digestores continuos.

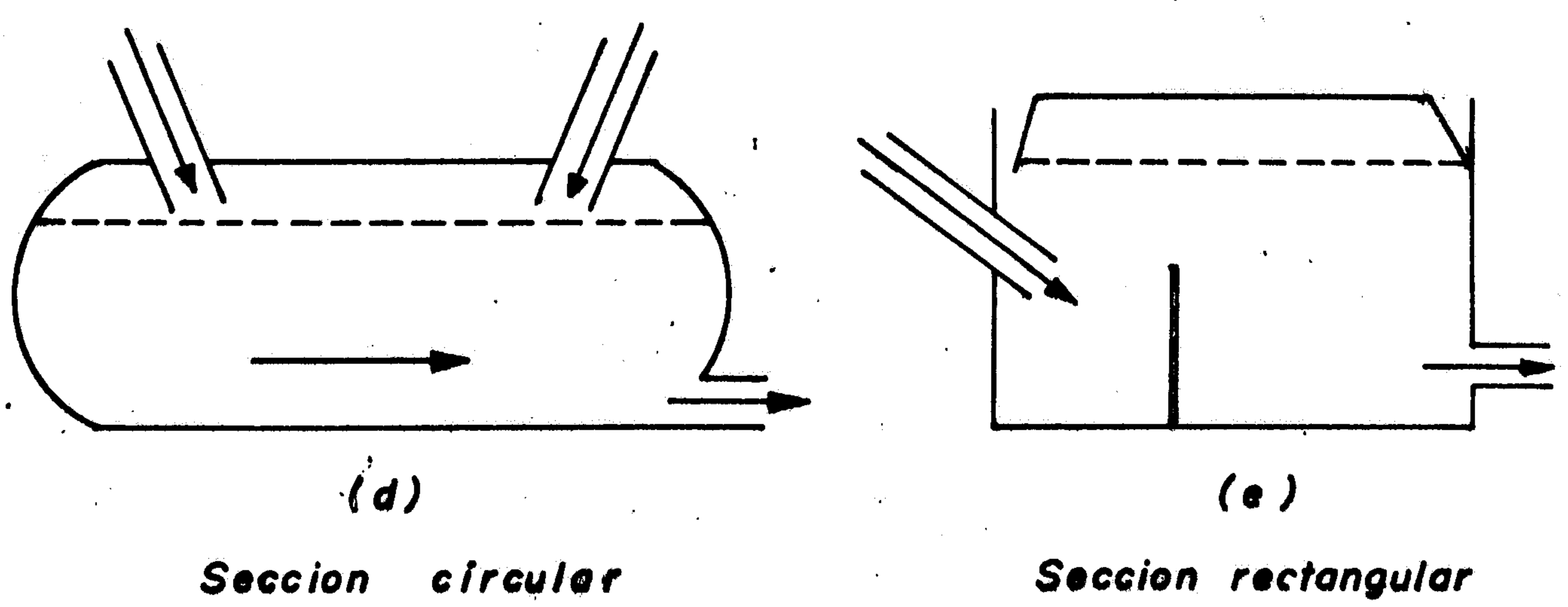
Debido a la variedad de digestores,

FIGURA N° 10

DIGESTORES DE FLUJO ARBITRARIO



DESPLAZAMIENTO DE TIPO VERTICAL



DESPLAZAMIENTO DE TIPO HORIZONTAL

resulta conveniente tratar la clasificación según el modo de operación.

#### 2.2.4.2. TIPOS DE DIGESTORES

##### A. DIGESTORES BATCH O LLENADO INTERMITENTE

Este tipo de digestor se carga una vez y se descarga cuando concluye el proceso de fermentación o su ciclo biológico. Para asegurar una producción continua de biogas o bioabono, es necesario usar este sistema con más de 2 digestores que funcionen simultáneamente en diferentes etapas (véase figura - 11). Estos digestores se construyen generalmente sobre el nivel del suelo y por esta razón se instalan en zonas de clima cálidos, templados o donde no ocurren cambios bruscos de temperaturas que afectan el proceso de fermentación. Este sistema usa, en la mayoría de los casos, una carga de baja dilución (20 - 25%), pueden utilizarse cuando no se dispone de desechos orgánicos en forma continua o cuando se requiere procesar desechos vegetales toscos o de difícil degradación. Los digestores de este tipo son sencillos y requieren poca atención

durante el proceso de fermentación, pero tienen el inconveniente de ser poco prácticos al momento de la carga y descarga, porque demandan mucho trabajo. Son apropiados para degradar materiales de difícil digestión, como paja de cereales, bagazo de caña, pulpa y cáscara de café, rastrojos leguminosos, etc. En todos estos casos se recomiendan mezclar estos materiales con estiércol en no menos de 1/3 del volumen de carga total. Un ejemplo del digestor batch es el modelo OLADE - GUATEMALA (Véase figura - 12).

#### B. DIGESTORES SEMI-CONTINUOS

Los digestores de este tipo poseen un ducto de entrada y otro de salida que permiten alimentarse periódicamente con pequeñas cantidades de material orgánico nuevo, al mismo tiempo que se retira el lodo procesado, a través del ducto de salida. Este sistema tiene el inconveniente de que el lodo puede ser retirado antes de haber sido procesado convenientemente. Por eso algunos modelos poseen la cámara de fermentación dividida por un muro de tal manera que

CURVA CARACTERISTICA DE PRODUCCION DE BIOGAS EN DIGESTORES BATCH

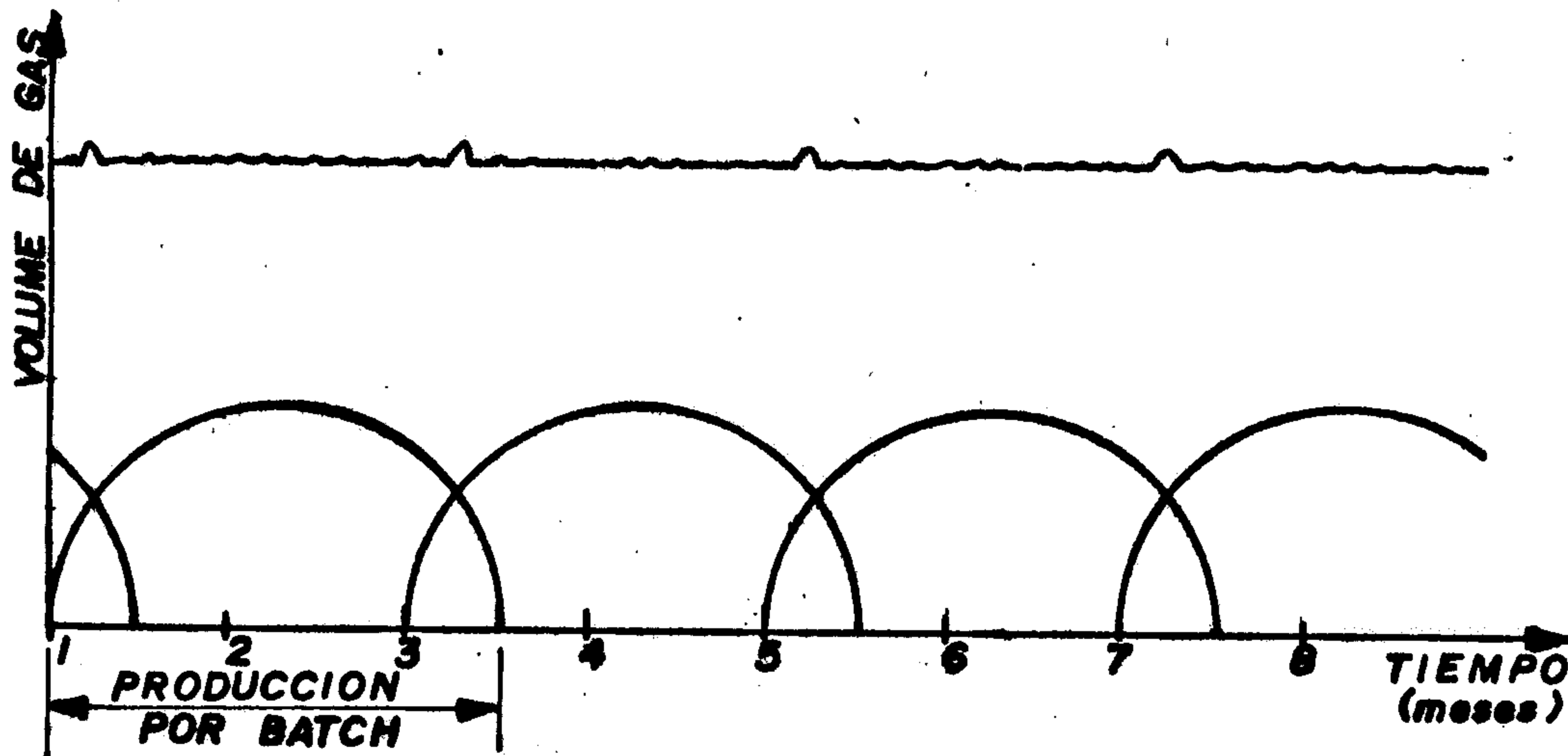


FIGURA N° 12

DIGESTOR MODELO OLADE-GUATEMALA

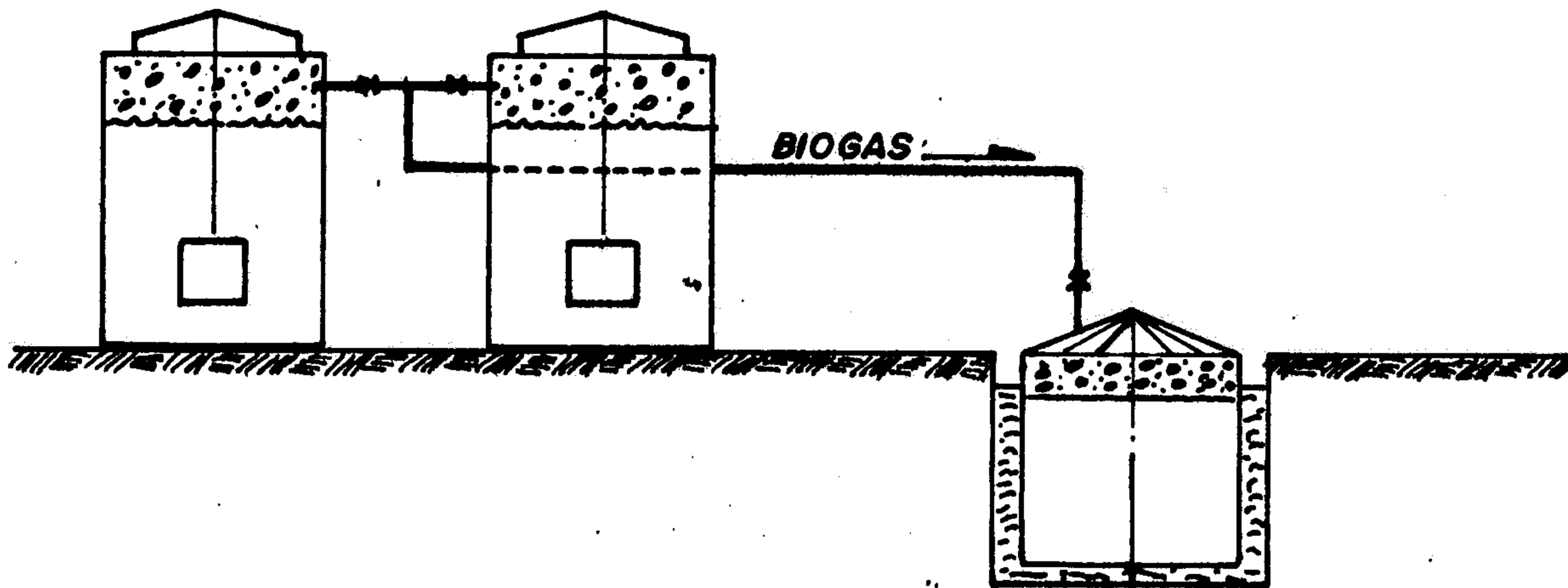
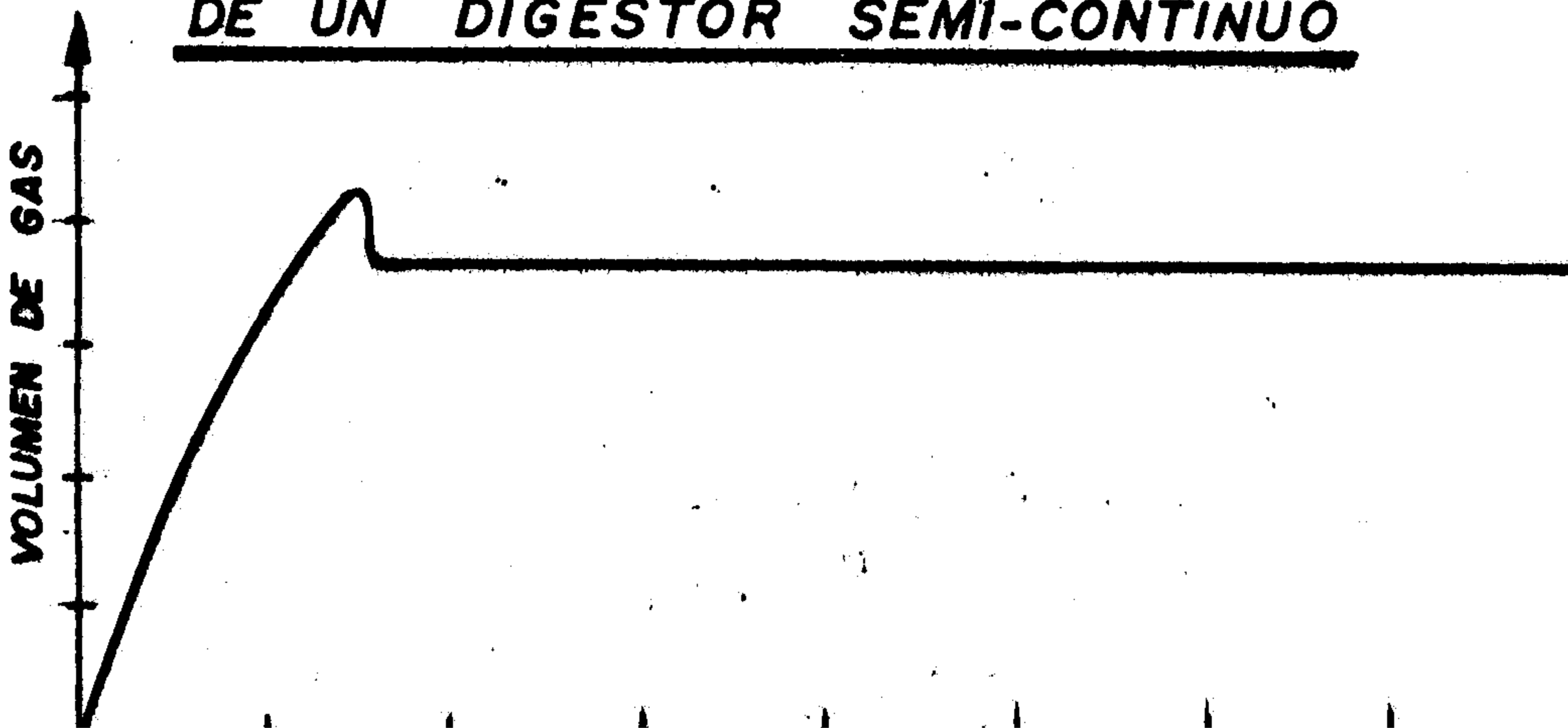


FIGURA N° 13

CURVA CARACTERISTICA DE PRODUCCION DE BIOGAS DE UN DIGESTOR SEMI-CONTINUO



la descomposición inicial se produzca en uno de los lados y luego pase al otro lado semi-procesado, aumentando el recorrido de la masa en proceso y la vez reduciendo el problema de la salida del material aún sin procesar. La producción de gas en este tipo de digestor en forma continua (véase la figura -13), después de una o dos semanas de la carga inicial, se lleva a cargo la descarga total una vez al año, por la acumulación de material inorgánico en el fondo que reducen el volumen de la cámara de fermentación. En este proceso se paraliza hasta que se efectúe todo el mantenimiento. Este tipo de digestores son adecuados para los tratamientos de desechos vegetales, rastrojos de cosechas, etc. como resultado de combinar convenientemente con estiércol de diferentes animales, se diluyen de 6 a 10% de ST, lo que facilita la carga y descarga periódica y evita problemas de atoros en los tubos de carga y descarga. Los digestores más representativos son los modelos indú y chinos.

B.1 Digestor modelo CHINO (véase la figura - 15), son construidos bajo tierra desde 6 a 100 m<sup>3</sup> de capacidad y están libres de los cambios repentinos de temperatura, se componen de paredes circulares, con base y techo en forma de domo, con canal de entrada y una cámara de salida opuesta a la entrada. No poseen gasómetro movible, y el biogas generado se almacena en la parte superior de la cámara de digestión originando presiones hasta de 100 cm. de agua, que fluctúan según el uso de gas. La producción de biogas es de 0.15 a 0.2 volúmenes de gas por volumen de digestor.

B.2 Digestor modelo INDU (véase figura - 14) Este consta de una cámara de forma cilíndrica, unida a los ductos de entrada y salida para los materiales y a un gasómetro flotante en la parte superior. Los ductos están ubicados en lugares opuestos, y a diferente nivel. con la entrada más alta que la salida, de tal manera que se tenga una



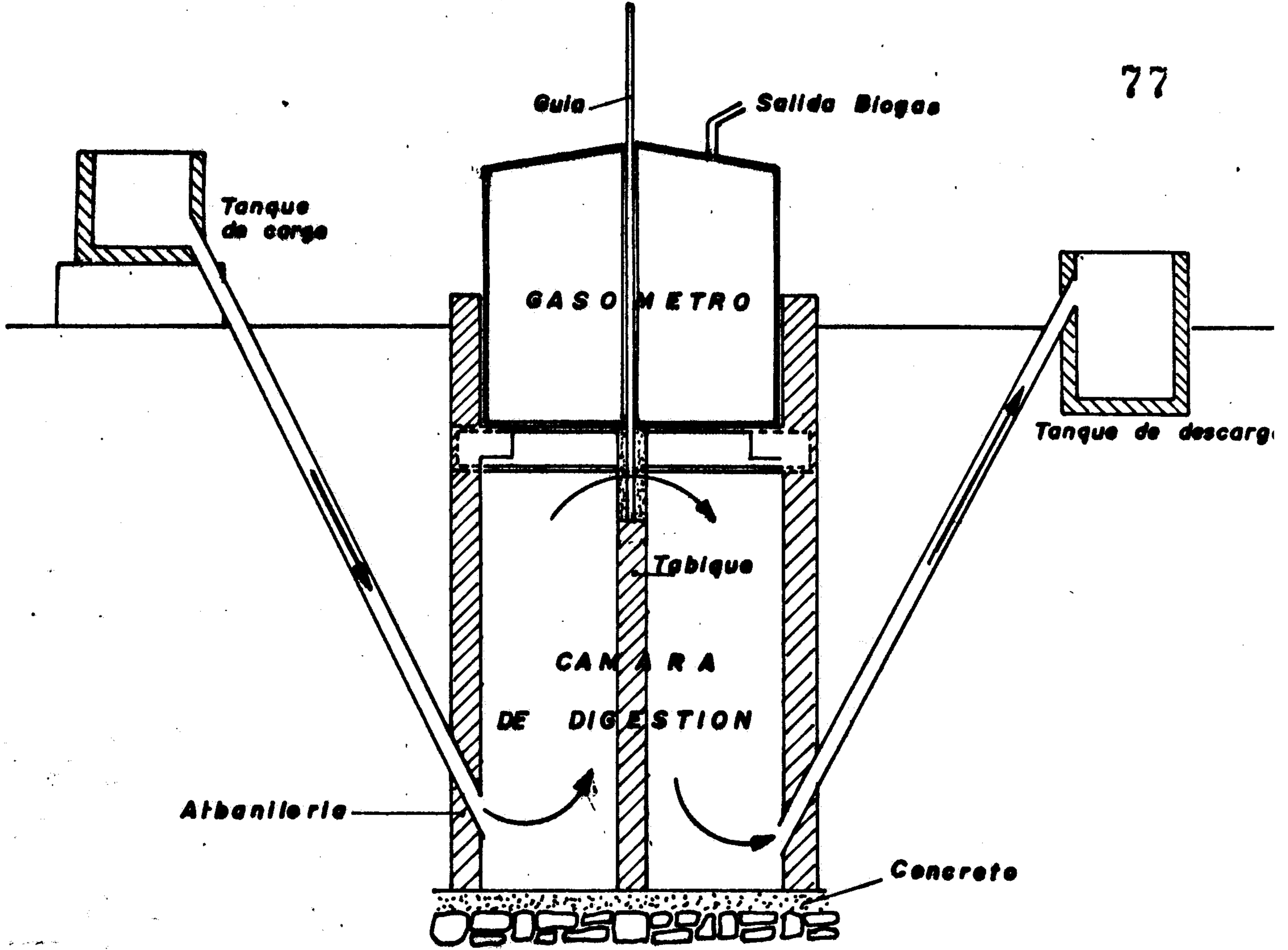
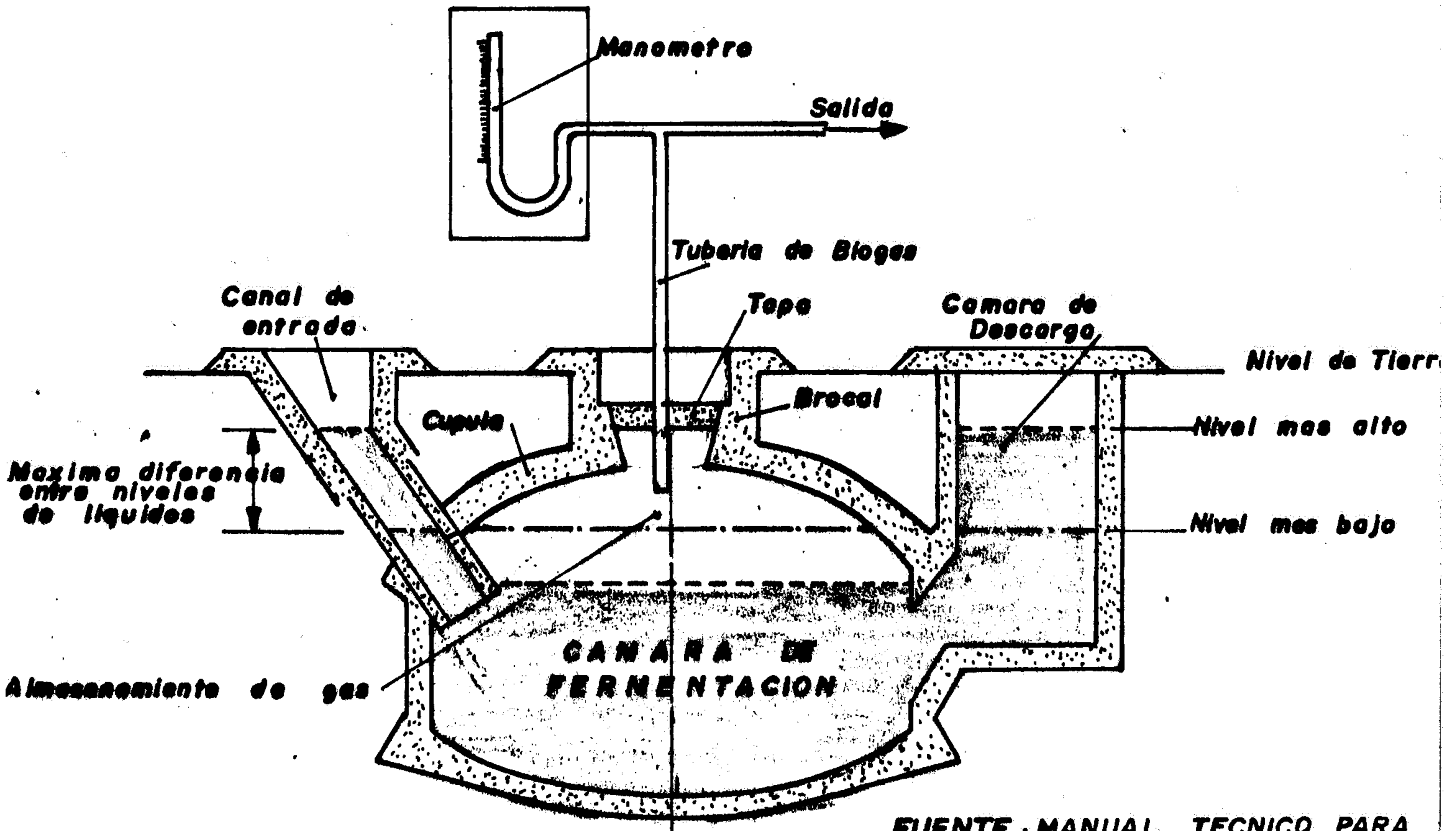


FIGURA N° 15

BIODIGESTOR CHINO

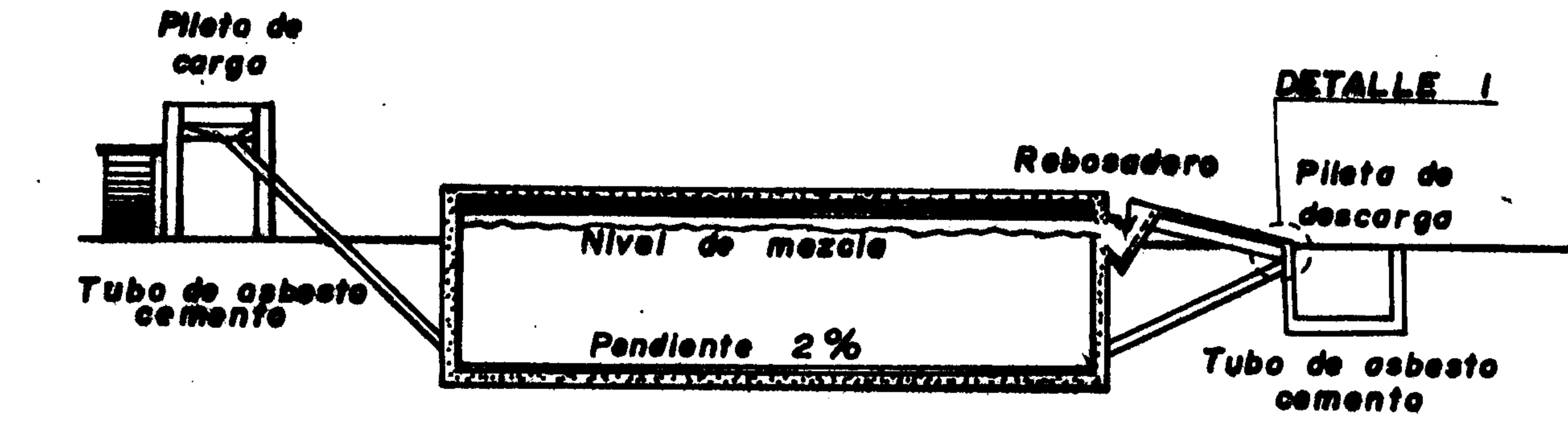


diferencia que asegure el flujo del material. Son adecuados para climas templados y calurosos; la generación de biogas es de 0.5 a 1.0 volumen de gas por volumen de digestor.

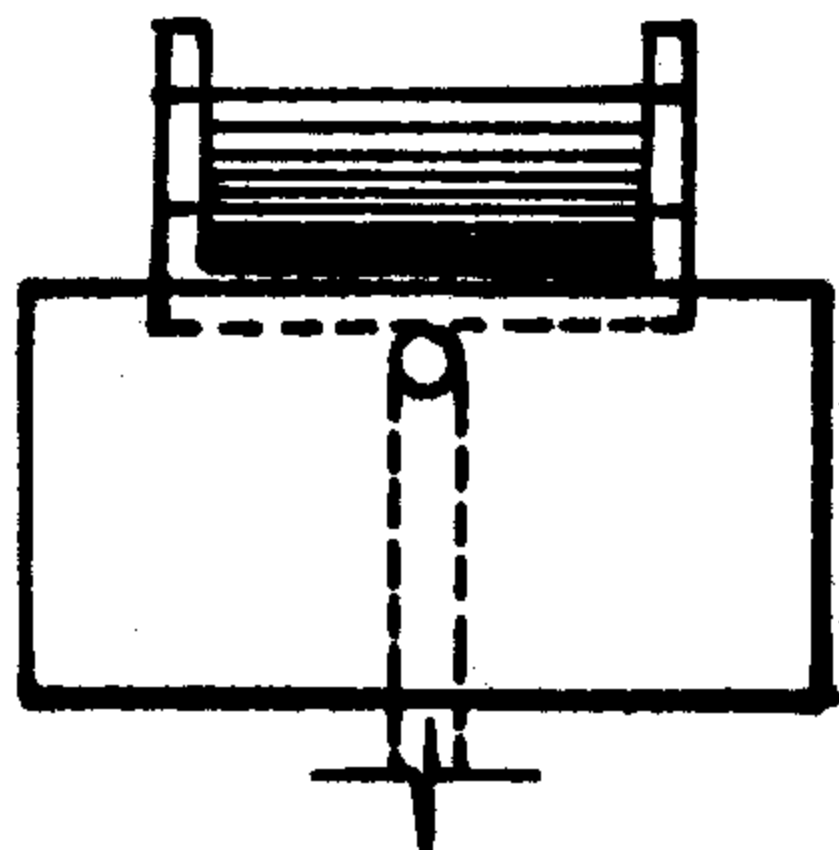
#### C. DIGESTORES DE DESPLAZAMIENTO HORIZONTAL

En estos digestores, a diferencia de los anteriores descritos, la carga se desplaza horizontalmente a lo largo de toda la cámara de fermentación. La forma de estos digestores pueden diseñarse usando diferentes secciones transversales, tales como la circular, rectangular (véase figura - 16), cuadrada o en "V". Son construidos generalmente semi -enterrados y pocos profundos; son recomendables para trabajos con volúmenes mayores de 15 m<sup>3</sup> de capacidad. Poseen un ducto de entrada y otro de salida, su desplazamiento horizontal permite obtener una mayor área de fermentación y una mejor acumulación de natas en la superficie de la masa de digestión, cuyo efecto es la mayor degradación de los materiales orgánicos.

Estos digestores son apropiados para



DIGESTOR TIPO HORIZONTAL O DESPLAZAMIENTO



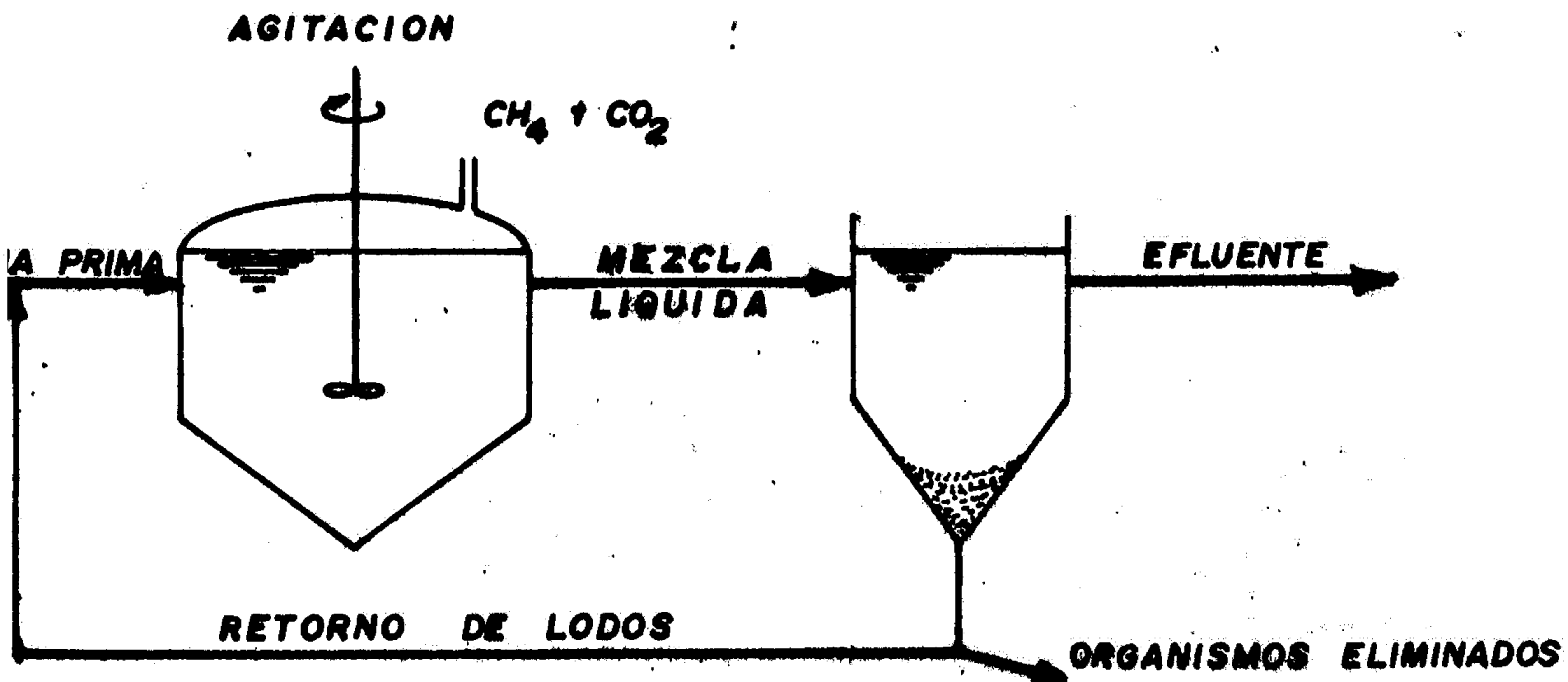
DETALLE I

FUENTE : INSTITUTO DE INVESTIGACIONES ELECTRICAS  
IIE - MEXICO

DISEÑO CONSTRUCCION Y OPERACION DEL DIGESTOR  
COMUNAL DE DESECHOS ORGANICOS

F. SANTANDER, M. I. MANDUJANO

DIGESTOR CONTINUO DE CONTACTO CON  
RECIRCULACION



FUENTE ANAEROBIC DIGESTION OF PINEAPPLE MILL WASTES  
SCHOOL OF PUBLIC HEALTH, UNIVERSITY OF HAWAII  
MARTIN M. MORROW, NATHAN BURBANK JR

comunidades o unidades agropecuarias ubicados en climas templados y que tengan una producción regular de estiércol. Algunos digestores acumulan el gas producido en la parte superior de la cámara de fermentación-cúpula que puede ser rígida o de un material flexible hermeticamente cerrado, o en un gasómetro conectado por medio de tubos. La curva de producción de gas de estos digestores es similar a la curva de producción de los sistemas semi-continuos (véase figura - 13), pero con mayores volúmenes en la producción diaria.

Son eficientes para el tratamiento del estiércol y se utilizan con pajas. Es necesario que estos estén finamente picados, con la finalidad de que no existan atoros en los ductos de salida del digestor. Pueden ser construidos de grandes tubos de concreto, planchas de acero, vaciado integral de concreto, o pre-fabricado.

#### D. DIGESTORES CONTINUOS

Este tipo de digestores son apropiados para grandes plantas de tratamientos de

agua residuales, industrial y domésticos.

Son generalmente digestores con sistemas de calefacción y agitación que permiten mantener la temperatura y el contacto constante de los residuos y desagues urbanos, residuos y efluentes de procesos industriales. El proceso de contacto con recirculación se basa en la separación de los lodos activados y microorganismos de los efluentes (un tanque de sedimentación, por medio de procesos físicos), los cuales son devueltos a la cámara de digestión, donde entran en contacto con material nuevo. Con este sistema se logra reducir el tiempo de retención y el tamaño de la planta (véase la figura - 17).

#### 2.2.5. SELECCION DE DESECHOS ORGANICOS Y TECNICAS DE CARACTERIZACION

Existen una gran variedad de desechos orgánicos que pueden emplearse en el proceso de digestión anaeróbica para la producción de gas y bioabono. Estos desechos pueden clasificarse en:

- Desechos rurales.
- Desechos urbanos.

- Desechos industriales.
- Plantaciones de biomasa.

Entre los desechos urbanos se consideran las aguas residuales y basuras. Los desechos industriales se centran en efluentes de industrial alimentarias, fábricas de azúcar, destilería de vino, fábricas de papel, etc. El caso de plantaciones de biomasa está referido al cultivo de plantas de crecimiento fácil y rápido con alto contenido celulósico, a fin de construir materia prima para la tecnología de biogas, tal es el caso de las algas marinas.

Entre los desechos rurales se tiene todo tipo de estiércol de animales, desperdicios vegetales y también excreta humana.

Los materiales que más se utilizan en los digestores de tipos indú y chinos son los desechos rurales, particularmente estiércol de animales y pajas, por lo que la exposición se referirá principalmente a estos materiales.

Antes de hablar de la conveniencia o no del uso de cierto tipo de desechos o combinaciones de ello, debemos establecer primero las propiedades físico-químicas que las caracterizan.

El establecimiento de la composición de estos materiales servirá de punto de partida a todo

el análisis de formulaciones más apropiadas.

La caracterización fisico-química de desechos orgánicos comprende principalmente los siguientes parámetros:

- a. Humedad
- b. Sólidos Totales
- c. Sólidos Volátiles
- d. Contenido de Carbono
- e. Lignina
- f. Carbohidratos
- g. Contenido de Nitrógeno

Para la selección de desechos y formulaciones correctas a cargarse un digestor se deben mezclar desechos con C/N mayor de 30 (ricos en carbono) con aquellos que posean C/N menor de 25 (ricos en nitrógeno), de tal manera que juntos posean una relación C/N entre 25 y 30, siendo el óptimo cuya relación de C/N sea igual a 30. (12)

A continuación se da relaciones de algunos materiales con sus respectivas composiciones.

(véase cuadro - 19).

## CUADRO - 19

COMPOSICION DE ALGUNOS DESECHOS PARA PRODUCCION  
DE BIOGAS EN EL AREA RURAL

TIPO DE MATERIAL	Humedad %	Sólidos Totales	Carbono % (B. Seca)	Nitróg. % (B. Seca)	C/N
<u>DESECHOS ANIMALES</u>					
Vacunos	84.6	15.4	31.	1.95	15.8
Ovinos	73.	27.	60.	3.7	16.
Equinos	75.	25.	47.	2.4	20.
Porcinos	69.	31.	73.	2.6	28.
Aves de corral	44.	56.	70.	6.0	12.
Auquénidos	57.	43.	42.	3.7	11.
Cuyes	32.	68.	37.	2.2	17.
Conejos	20.	80.	47.	2.0	23.5
<u>DESECHOS AGRIC.</u>					
Chala de maíz	15.	85.	39.	0.7	56.
Paja de arroz	8.	92.	41.	0.7	59.
Paja de cebada	7.	93.	42.	0.8	48.
Paja de trigo	8.	92.	46.	0.53	87.
Totora	35.	65.	41.	0.23	178.
Hoja de plátano	89.	11.	42.	1.10	38.
Pastos	67.	33.	40.	2.52	16.
Hierbas y hojas secas	50.	50.	41.	1.0	41.

FUENTE: ITINTEC, Lima - 1984  
Magda Mateo, Javier Verastegui.

### 2.2.6. CARACTERISTICAS DEL BIOGAS

#### a. Propiedades fisico-químicas

El biogas es una mezcla de gases, cuyos principales componentes son metano (CH<sub>4</sub>) y dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>). El gas natural es también una mezcla de gases que contiene metano, el cual es combustible, incoloro, inodoro e insípido, con una densidad menor



que la del aire (0.55). Puede ser asfixiante y explosivo sino se maneja adecuadamente, el  $\text{CO}_2$  es un gas inerte y su densidad es mayor que la del aire (1.5239).

La composición del biogas puede variar dependiendo de diversos factores tales como: Temperatura, pH, alcalinidad, tiempo de residencia del digestor, características del desecho utilizado, etc.

El biogas está formado por: (13)

Metano	( $\text{CH}_4$ )	:	55 - 65%
Dióxido de Carbono	( $\text{CO}_2$ )	:	35 - 45%
Nitrógeno	( $\text{N}_2$ )	:	0.5 - 3%
Hidrógeno	( $\text{H}_2$ )	:	Trazas
Acido Sulfhídrico	( $\text{H}_2\text{S}$ )	:	<0.2%

Tomando en cuenta que el poder calorífico del gas metano es 9,120 Kcal/m<sup>3</sup>, el poder calorífico del biogas será por lo tanto del orden de (4871 - 5360) Kcal/m<sup>3</sup>.

en el cuadro - 20, se muestra el poder calorífico del biogas, comparado con otros combustibles.

En el cuadro - 21, se presenta las principales propiedades fisico-químicas. En el cuadro - 22, se presenta las propiedades fisico-químicas del metano.

## CUADRO - 20

## CALORIFICO DE DIFERENTES COMBUSTIBLES Y SU EQUIVALENTE

## REFERIDO AL GAS

COMBUSTIBLES	Kcal/m <sup>3</sup>	Kcal/Kgr.	CANTIDAD EQUIVAL. 1000cm <sup>3</sup> de BIOGAS
Biogas	5,335	-----	1,000
Gas Natural	9,185	-----	581
Metano	9,120	-----	603
Propano	22,052	-----	242
Butano	28,588	-----	187
Electricidad	860Kcal/KW-hr	-----	6,203 Kw-hr
Carbón	-----	6,870	776 Kgr.
Petróleo	-----	11,357	470 Kgr.-553 Lt.

FUENTE: "Tecnología de aprovechamiento del Biogas"  
Alfonso Félix Almada - I.I.E. - México.

## CUADRO - 21

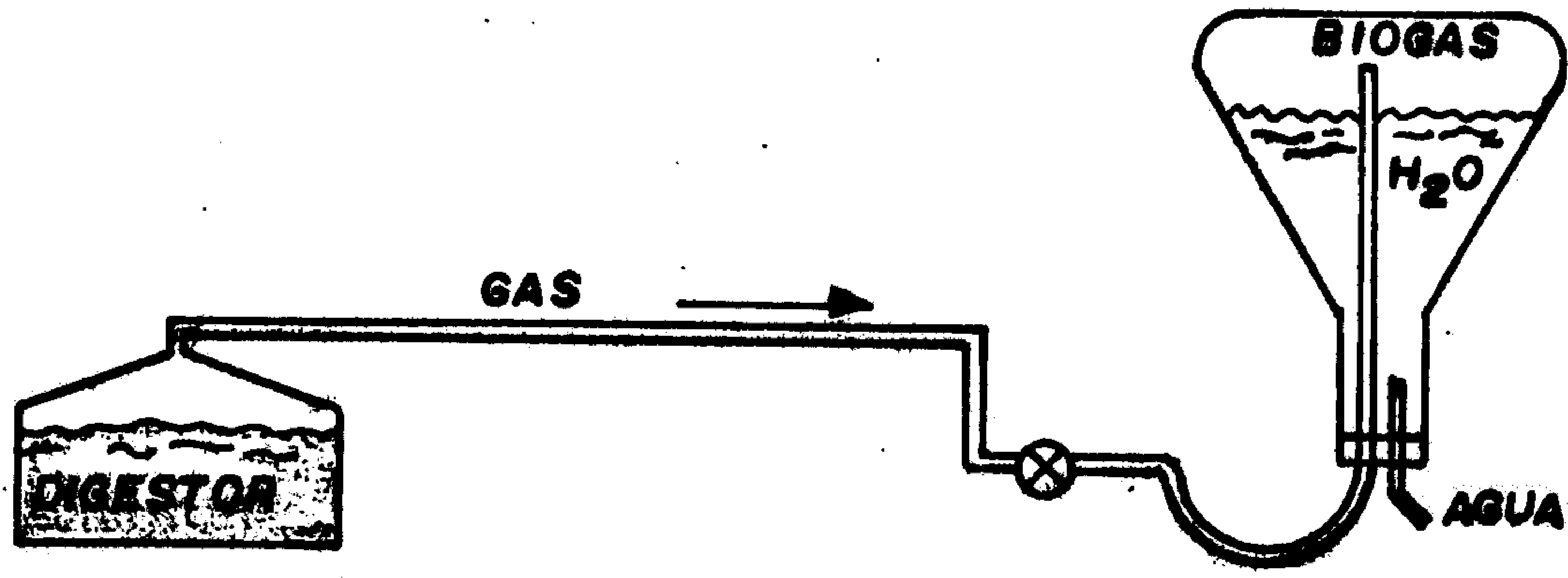
## PROPIEDADES FISICO - QUIMICAS DEL BIOGAS

	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> S	H <sub>2</sub>	TOTAL
	60% CH <sub>4</sub>	40% CO <sub>2</sub>			
Porcentaje en volumen	54-70	27-45	<1/10	1 - 10	100.
Valor energ.(Kcal/Lt)	9.	---	---	2.9	5.4
Rango expl.(%Vol.aire)	5 -15	---	4 -46	6 - 71	6 - 12
Dens.(gr/lt)'C-760mmHg	0.72	1.98	1.54	0.09	1.22
Grv. espc.(rel.al aire)	0.55	1.50	1.20	0.07	0.93
Temp. crítica (°C)	-82.5	31.1	100.4	-239.9	-----
Presión crt. (atm)	45.8	73.0	88.9	12.8	-----
Olor	---	---	huevo	----	-----
			podr.	----	-----

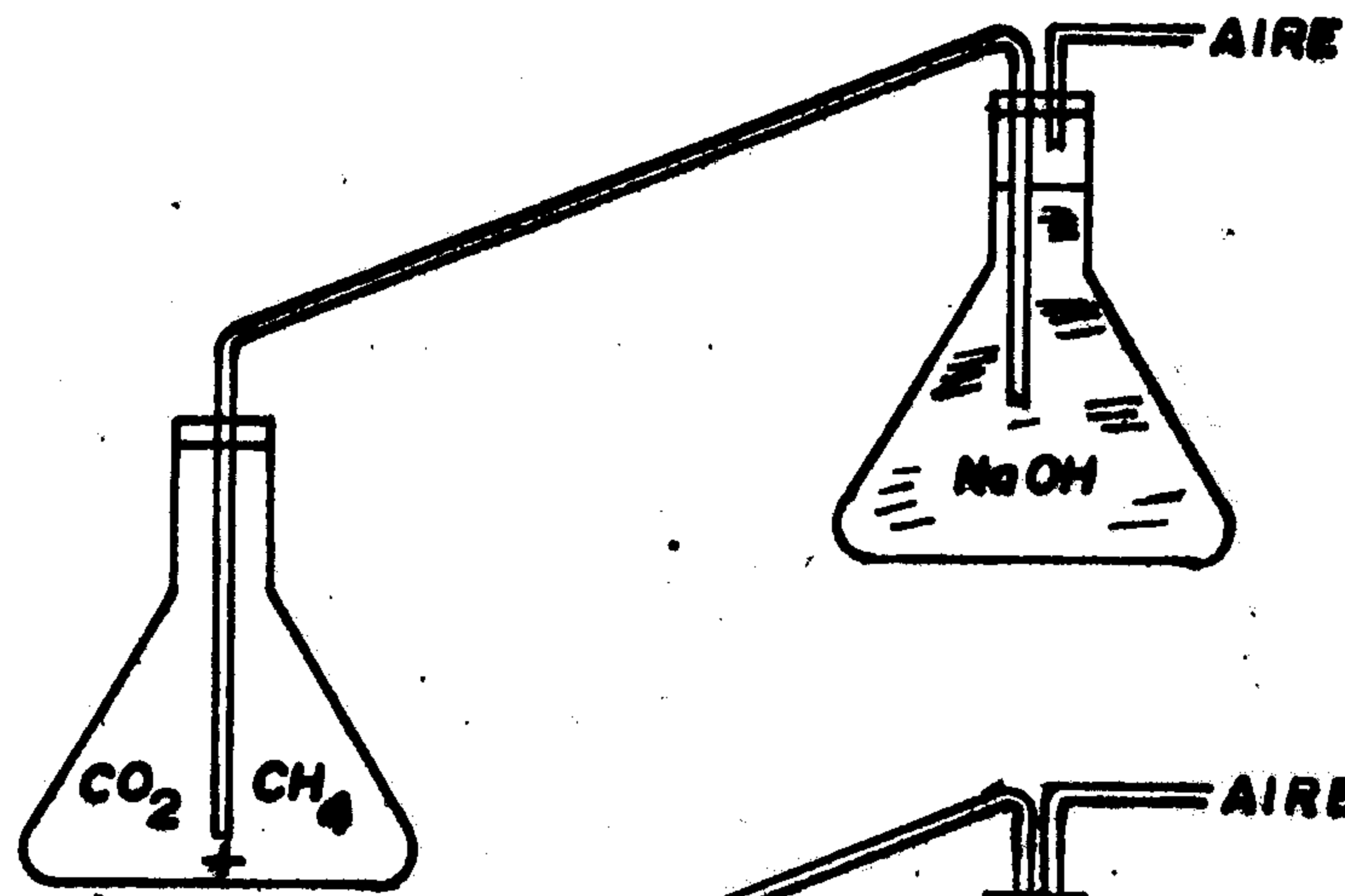
FUENTE: "Utilización del Biogas"

Alfonso Félix Almada - I.I.E. - México

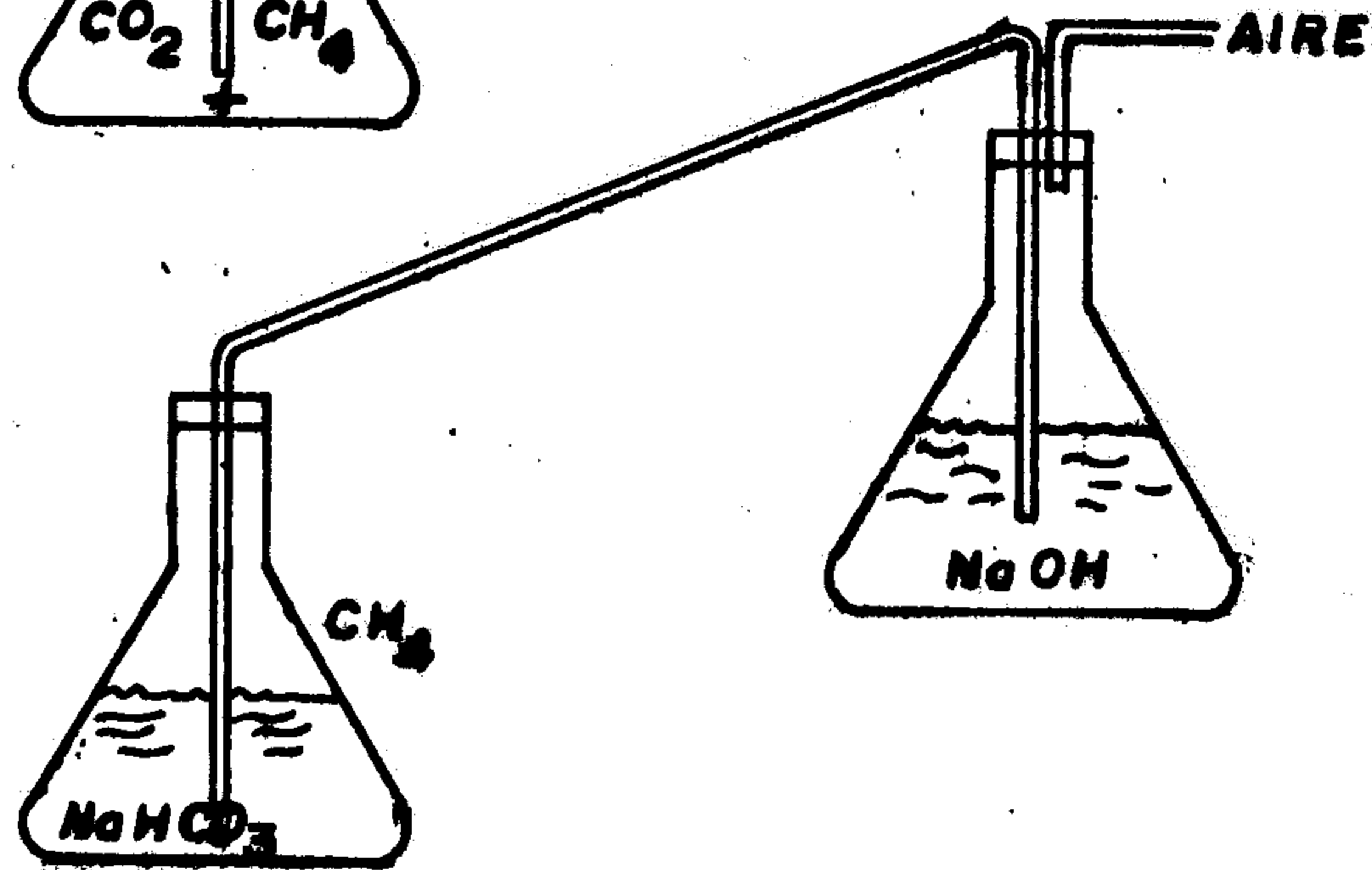
PRUEBA SIMPLE PARA CONOCER EL CONTENIDO DE METANO EN EL BIOGAS



Invertir el frasco para que el biogas desaloje el agua

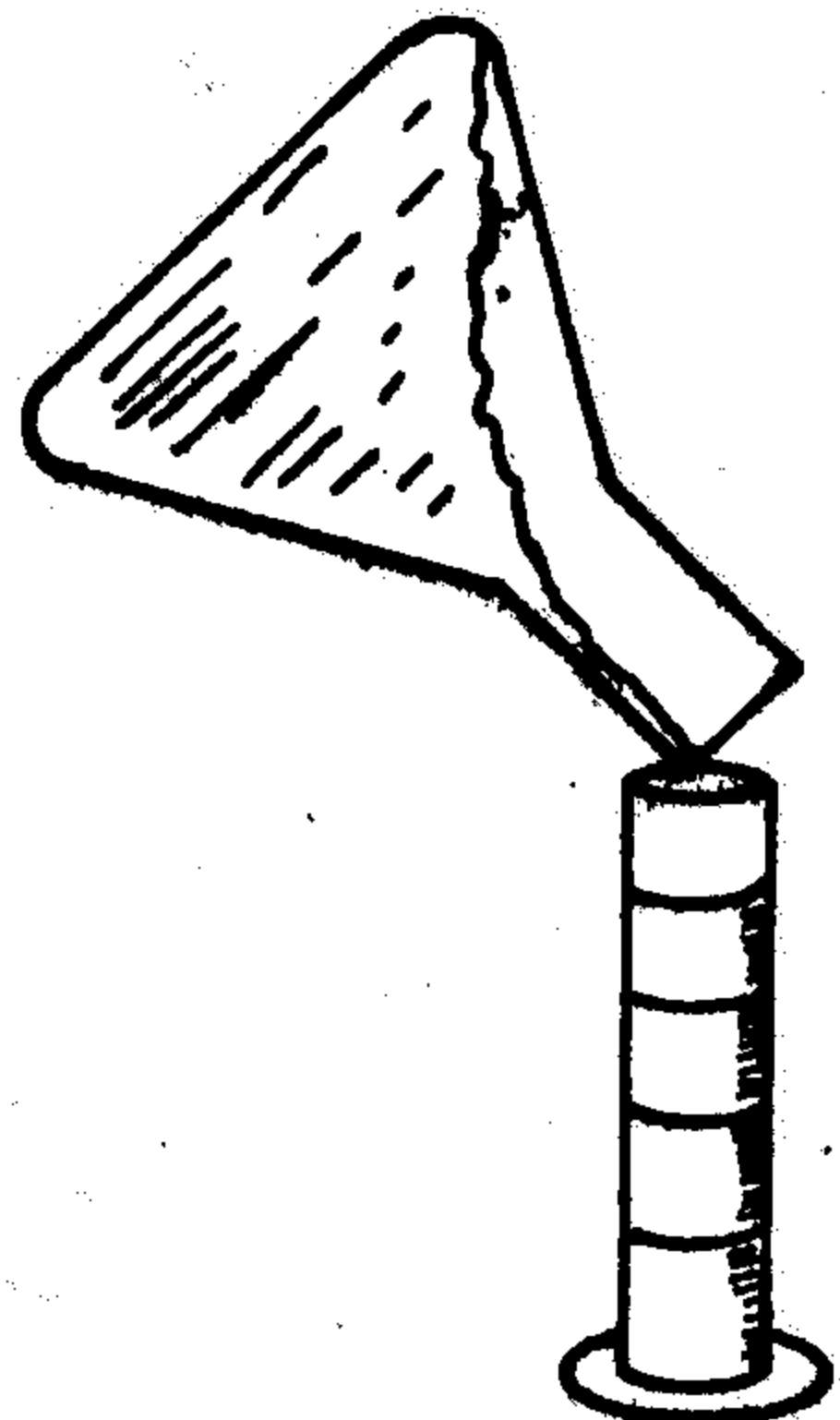


EL FRASCO CON SOLUCION DE NaOH DEBE ESTAR CASI LLENO Y MAS ARRIBA QUE EL FRASCO DE BIOGAS



FORMACION DE BICARBONATO DE SODIO  
 $NaOH + CO_2 \rightarrow NaHCO_3$

MEASUR VOLUMEN DE  $NaHCO_3$  PARA MEDIR EL % DE  $CO_2$   
 SE SUPONE QUE TODO EL GAS QUE QUEDA ES  $CH_4$



CUADRO - 22  
PROPIEDADES FISICAS Y QUIMICAS DEL METANO

Fórmula Química	CH <sub>4</sub>
Peso Molecular	16.042
Punto de ebullición (a 1 atm)	-161.49 °C
Punto de solidificación (a 1 atm)	-182.48 °C
Presión crítica	47.363 Kg/cm <sup>2</sup>
Temperatura crítica	-82.5 °C
Gravedad específica	
-Líquido (a -164 °C)	0.145
-Gas (a 25 °C y 1 atm)	0.000658
Volumen específico (a 15.5 °C y 1 atm)	1.47 lt/gr
Poder calorífico (a 15.5 °C y 1 atm)	9,120 Kcal/m <sup>3</sup>
Aire requerido para combustión m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup>	9.53
Límite de flamabilidad	5 - 15 por volumen
Rango de octano	130
Temperatura de ignición	650 °C
Ecuación de combustión	CH <sub>4</sub> + 2O <sub>2</sub> → CO <sub>2</sub> + 2H <sub>2</sub> O
O <sub>2</sub> /CH <sub>4</sub> para combustión completa	3.98 por peso
O <sub>2</sub> /CH <sub>4</sub> para combustión completa	2.0 por volumen
CO <sub>2</sub> /CH <sub>4</sub> para combustión completa	2.74 por peso
CO <sub>2</sub> /CH <sub>4</sub> para combustión completa	1.0 por volumen

FUENTE: "The biochemistry of methane formation studies on methane producing bacteria".

BERKER, H.A.

b. Análisis del biogas

La composición química del biogas se determina haciendo uso de técnicas de cromatografía; sin embargo resultados aproximados pueden determinarse a través de un método sencillo que sugiere KEN SMITH (14) (véase la figura - 18)

2.2.7. CARACTERISTICAS PRINCIPALES DE LA COMBUSTION DEL BIOGAS (15)

La característica más destacada de la

combustión del biogas es la ascensión de la llama. Esto significa que la llama se separa totalmente de la abertura del gas y luego se extingue. Este fenómeno se explica por las características de los principales componentes de la mezcla del biogas,  $\text{CH}_4$  y  $\text{CO}_2$ . La velocidad de la llama de  $\text{CH}_4$  es muy reducida.

CUADRO - 23

COMPARACION DE LAS VELOCIDADES DE COMBUSTION DE DIVERSOS GASES COMBUSTIBLES

Fórmula molecular de los gases combustibles	Velocidad de combustión máxima (m/seg)	Coefficiente del aire primario a la velocidad de combust. máxima
H <sub>2</sub>	2.8	0.57
CO	0.56	0.46
CH <sub>4</sub>	0.38	0.9
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	0.67	0.85
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0.43	0.9
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	0.5	0.9
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0.46	1.00
C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	0.46	1.00
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.38	1.00

En el cuadro - 23 puede apreciarse que la velocidad de combustión del  $\text{CH}_4$  es la más baja entre la de los gases considerados. Alcanza solamente a 0.38 m/seg. Según algunos datos, la velocidad de combustión de la mezcla de gas combustible y gas inerte debería calcularse con la siguiente fórmula:

$$u^2 = u (1 - 0.01 \text{N}_2 - 0.012 \text{CO}_2) \dots \dots \dots (2.1)$$

Donde:

$u^1$  = Velocidad de combustión de la mezcla de gas combustible y gas inerte (m/seg).

$u$  = Velocidad de combustión del gas combustible (m/seg)

$N_2, CO_2$  = Volúmenes respectivos de  $N_2$  y  $CO_2$  en la mezcla

Suponiendo que el biogas se compone de  $CH_4$  (60%) y  $CO_2$  (40%) la velocidad de combustión será:

$$u^1 = 0.38 (1 - 0.012 \times 40)$$

$$u^1 = 0.2 \text{ m/seg.}$$

Puede observarse que la velocidad de combustión del biogas es muy inferior a la del  $CH_4$  por si solo. Debido a su reducida velocidad de combustión, la velocidad del gas en la lumbrera del quemador tiende a sobrepasarla. Como resultado, mucho biogas escapa sin quemarse. Si no se toman medidas adecuadas, la llama ascenderá. Mientras mas  $CO_2$  contenga el biogas, menor será su velocidad de combustión y, consecuentemente, más frecuente el ascenso de la llama.

2.2.8. EL BIOGAS Y ALGUNOS PARAMETROS IMPORTANTES DEL QUEMADOR

a. El estado standard del biogas

El estado standard es aquel estado del biogas a °C y a una presión atmosférica de 760 mm de Hg. Un volumen de biogas en estado no standard tiene su equivalente en estado standard.

La fórmula de conversión es la siguiente:

$$V_{\sigma} = V \frac{273}{273+T_{\sigma}} \left| \frac{P_1 + P_2}{760} \right| \dots\dots\dots(2.2)$$

Donde:

$V_{\sigma}$  y  $V$  - representan respectivamente los volúmenes de gas en estado standard y no standard. Unidad de medida: m<sup>3</sup> y m<sup>3</sup>

$T_{\sigma}$  - Temperatura del gas en estado no standard (°C)

$P_1$ - Presión atmosférica en estado standard (mm de Hg)

$P_2$  - Presión del gas en digestor (mm de Hg)

b. Peso y densidad del biogas

El peso normal del biogas es el peso del

mismo por unidad de volumen en estado standard. Se mide en Kg/m<sup>3</sup>. Puede ser calculado de la siguiente manera:

$$\gamma_o = 0.001 \sum x_i \times \gamma_i \dots (2.3)$$

Donde:

$\gamma_o$  = Densidad peso del biogas (Kg/m<sup>3</sup>)

$x_i$  = Cantidad de cada gas componente del biogas (%)

$\gamma_i$  = Densidad peso de cada componente del biogas (Kg/m<sup>3</sup>).

vease cuadro - 24.

#### c. Valor calorífico del biogas

Corresponde al valor calorífico liberado por la combustión total de una unidad de volumen de biogas. Se mide comunmente en Kcal/m<sup>3</sup>.

El valor calorífico del biogas en un mismo digestor no es estable. Cambia con la temperatura del digestor, la composición y la proporción de la materia prima, y el tiempo de alimentación del digestor. Por lo tanto el diseño de un buen quemador debe de tomar en consideración este fenómeno de modo que su funcionamiento no se vea afectado por el cambio constante del valor calorífico. Este puede medirse fácilmente utilizando un calorímetro de gas. Puede también calcularse de la siguiente manera:



CUADRO - 24 : CARACTERÍSTICAS DE ALGUNOS BASES

FORMULA	ECUACION QUIMICA DE	PESO NORMAL	PESO ESPECIFICO	VALOR CALORICO Kcal/m3	
MOLECULAR	COMBUSTION	kg/m <sup>3</sup>	RELATIVO	VALOR CALORICO : VALOR CALORICO : ALTO : BAJO	
H	H + 0.5 O = H O	0.0978	0.0695	3044	2576
2	2				
CO	CO + 0.5 O = CO	1.2506	0.9671	3018	3018
2	2				
CH	CH + 2O = CO + H O	0.7174	0.5548	9510	6570
4	2 2 2				
H S	H S + 1.5 O = SO + H	1.5363	1.188	6054	5581
2	2 2				
C H	C H + 2.5 O = 2CO + H	1.1709	0.9057	13964	13483
2 2	2 2 2				
C H	C H + 3O = 2CO + 2H O	1.2605	0.9748	15142	14197
2 4	2 4 2 2 2				
C H	C H + 4.5 O = CO + 3H	1.9136	1.479	22358	20925
3 6	3 6 2 2 2				
C H	C H + 5 O = CO + 4H	2.0102	1.554	24172	22256
3 8	3 8 2 2 2				
SO		2.9275	2.264		
2					
O		1.429	1.1052		
2					
CO		1.9771	1.5289		
2					
N		1.2504	0.9670		
2					
(aire)		1.2931	1.000		
(Vapor de Agua)		0.833	0.644		

$$Q_e = 0.01 \sum X_i Q_i \dots \dots \dots (2.4)$$

Donde:

$Q_e$  - Valor calorífico del biogas (Kcal/m<sup>3</sup>)

$X_i$  - Cantidad de cada combustible componente del biogas (debe ser medida) (%)

$Q_i$  = Valor calorífico de cada combustible componente del biogas (Kcal/m<sup>3</sup>).

Véase cuadro - 24.

#### d. Demanda teórica de aire del biogas

Corresponde a la cantidad de aire que necesita 1 m<sup>3</sup> de biogas para su combustión total. Puede ser calculada de la siguiente

manera:

$$V_e = 0.01 \sum X_i V_i \dots \dots \dots (2.5)$$

Donde:

$V_e$  = Demanda teórica de aire del biogas (m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup>)

$X_i$  = Cantidad de cada combustible (%)

$V_i$  = Demanda teórica de aire de cada combustible componente (m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup>). Véase cuadro - 25

La demanda teórica de aire del biogas aumenta a medida que le hace el valor calórico. De tal modo, puede también calcularse utilizando la siguiente fórmula

empírica:

$$V_e = \frac{1.09 \times Q_e - 0.25 \dots \dots \dots (2.6)}{1000}$$

CUADRO - 25 : CARACTERISTICAS DE ALGUNOS GASES (Continuación)  
 =====

FORMULA MOLECULAR	TEMPERATURA INGNICION	DEMANDA TEORICA DE AIRE:		VOLUMEN DE GAS DE ESCAPE:	
		AIRE	OXIDO	TEORICO m <sup>3</sup>	m <sup>3</sup>
H <sub>2</sub>	400	2.38	0.5	75.9/4.0	
CO	605	2.38	1.0	74.2/12.0	
CH <sub>4</sub>	540	9.25	2.0	15.0/5.0	
H <sub>2</sub> S	270	7.14	1.5	45.3/4.4	
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	335	11.9	2.5	80.0/2.5	
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	425	14.28	3.0	34.9/2.7	
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	460	21.42	4.5	11.7/2.0	
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	450	23.80	5.0	9.5/2.1	

#### e. Presión del biogas

En un digestor el gas tiende a llenar el espacio interior y a estar en constante movimiento. Las moléculas de gas chocan unas con otras y de aquí la presión del gas contra los costados del digestor. La presión del gas aumenta con el aumento de la producción. La velocidad con que aumenta o disminuye la presión del gas depende de los siguientes factores: Cuando la carga del quemador es liviana, la presión del gas disminuye más lentamente; en dos digestores de igual consumo de biogas, la presión del gas desciende más lentamente en aquel que contiene un depósito más grande y es el que produce más biogas, y viceversa. La presión del gas está en cambio constante.

Por lo general, la presión del gas en el digestor no es excesiva, por lo que en la práctica es común el uso de un fácil manómetro en forma de U para medirla.

#### f. Carga calórica del quemador

Es la cantidad de calor liberada por el quemador por unidad de tiempo. Se mide en

Kcal/hr. Puede ser calculada de la siguiente manera:

$$I = \frac{K_m \cdot W \cdot C_e (T_2 - T_1)}{E_1 \cdot t} \times 100 \dots \dots \dots (2.7)$$

Donde:

I = Carga calórica del quemador  
(Kcal/hr)

$K_m$  = Coeficiente de seguridad (1.28  
- 1.4)

W = Peso del material que se calienta  
(Kg)

$C_m$  = Calor específico del material  
recalentado (Kcal/kg/oC)

$T_2$  y  $T_1$  = Representan respectivamente la  
temperatura inicial y final del  
material que se calienta (°C)

t = Tiempo necesario para la elevación  
de la temperatura (hr)

$E_1$  = Eficiencia calórica del quemador (%)

#### g. Eficiencia calórica del quemador del biogas

Equivale al porcentaje de calor que se utiliza eficientemente en relación con el liberado por la combustión del biogas. La eficiencia calórica del quemador de biogas está determinada por muchos factores. Es la

eficiencia conjunta del proceso de combustión y transmisión de calor. Es también un índice económico importante que permite medir la eficiencia en la utilización del calor proporcionado por el quemador. La comparación de eficiencia calórica entre dos quemadores distintos debe de hacerse en condiciones similares y de manera uniforme. En caso contrario los resultados no serán correctos.

Hay tres formas de combustión del biogas, a saber, la combustión difusiva, la combustión atmosférica y la combustión sin llama.

2.3 UTILIZACION DEL BIOGAS, EFLUENTES Y BIOABONO

2.3.1. UTILIZACION DEL BIOGAS (13)

```

      _____
      :
      : . Iluminación
      :
      :- Quemadores      : . Cocinas
      :                  <
      :                  : . Refrigeradoras
      :                  :   de absorción
      :
      :
      USOS<             : _____
      :- Motores de      :
      :  Combustión     :
      :  interna        : . Ciclo otto
      :                  <
      :                  : . Ciclo Diesel - Dual
      :
      :
      : _____
  
```

El biogas puede usarse directamente en quemadores por su estado gaseoso, sólo es necesario eliminar las gotas de agua (Absorción de agua), o bien puede ser utilizado como combustibles en máquinas de combustión interna, para ello es necesario eliminar las trazas de  $H_2S$  (absorción sólida). El brillo y la fuerza de la combustión depende principalmente de la presión del biogas, la proporción de mezclado con aire y de las condiciones de mezclado.

#### a. Adaptación de Equipos

Al producir un gas combustible distinto de los que existen comercialmente, se tiene el problema de que para poder utilizarlo, habría que diseñar equipos tomando en cuenta las características del gas, lo cual implicaría hacer incosteable su utilización, mientras que no se logre una aplicación masiva de los sistemas, ya que toda la economía y sencillez obtenida en los diseños de digestores y equipos auxiliares se iría por la borda al tener que diseñar y producir equipo especial.

Por lo antes expuesto, el problema se enfoca hacia la adaptación de equipos comerciales,

a riesgo de sacrificar eficiencia, por ser un cambio viable para ser economía la utilización del biogas.

#### b. Motor de Combustión Interna

La adaptación de motores deberá tomar en cuenta que el biogas es una mezcla de metano y dióxido de carbono que es inerte, y que es necesario obtener la mayor proporción de ( $\text{CH}_4 + \text{CO}_2$ ) aire; la adaptación es similar a la que se acostumbra hacer para transformar motores de gasolina a modo que trabajen tanto con gasolina como con gas licuado. Por otra parte existe la alternativa de adaptar el motor para que funcione exclusivamente con biogas, en cuyo caso conviene sustituir el carburador de gasolina por otro adecuado al flujo biogas/aire. En general los carburadores para gas son más sencillos que los de gasolina, no tienen depósitos, ni economizador.

La adaptación de un MCI., a gas toma en cuenta lo siguiente:

- Evitar el precalentamiento del combustible antes de entrar al carburador, el cual para la gasolina es necesario y para el biogas contaproducente.
- Debe adelantarse el tiempo de 5 a 12°



tomando en cuenta que el frente de llama es más lento que el biogas.

- El biogas tiene un octanaje del orden de 120, razón por la cual motores con índices de compresión 10.5/1 son ideales.
- Las bujías frías favorecen la operación con biogas. En el caso de los motores diesel, lo que se hace es agregarlo en forma dual (85% biogas y 15% diesel para prevenir daños en los inyectores.

#### c. Quemadores

Bajo este rubro, enmarcaremos todos los aspectos relevantes de la adaptación de equipos diseñados para operar con gas licuado de petróleo.

Las experiencias muestran que la combustión de la mezcla gas - aire que fluye a través de los orificios de la cabeza de un quemador da lugar a la formación de flamas estables, a condiciones de que la velocidad de salida de la mezcla se halle dentro del intervalo de dos valores críticos:

c.1 Si la velocidad es inferior a un cierto valor mínimo se produce retroceso de la flama.

c.2 Si la velocidad es superior a un cierto valor máximo se produce despegue de la

flama.

Cada quemador tiene una región de funcionamiento satisfactorio que se obtiene al graficar en las ordenadas el flujo calórico Kcal/hr por unidad de área de los orificios de salida del quemador y en las abscisas la proporción de aire primario referido a la cantidad estequiométrica. (figura 18 - 18a)

La extensión de la región comprendida entre las curvas límites es índice de la flexibilidad del quemador para un gas determinado.

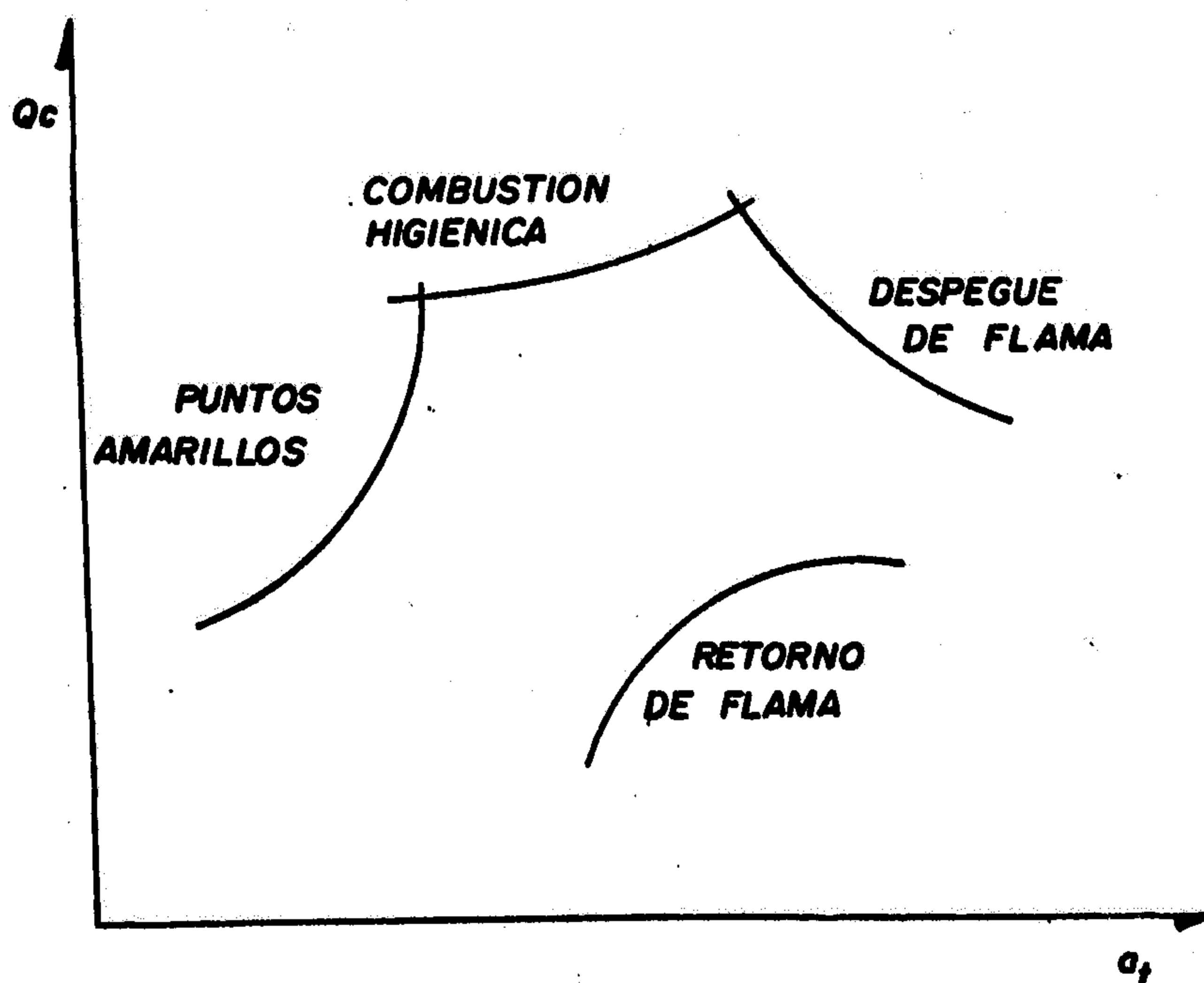


FIGURA - 18a

d. Intercambiabilidad de gases

Dos gases son intercambiables respecto a un quemador, cuando sin ninguna modificación o ajustes de este, se les puede alimentar con cualquiera de los dos gases y obtener condiciones de funcionamiento

satisfactorios. Y serán satisfactorios si en ambos casos el flujo calorífico Kcal/hr es aproximadamente el mismo y no se producen puntos amarillos, despegues o retrocesos de flama, etc.

Cuando dos gases no son intercambiables con respecto a un quemador, será forzoso modificar este en mayor o menor grado al pasar de un combustible a otro, transformación que se denomina conversión.

El flujo calorífico es una función lineal del índice de Wobbe, el cual es la relación entre el poder calorífico de un gas y su densidad, de lo cual se deduce que la condición de intercambiabilidad es que los dos gases tengan un índice de Wobbe semejante.

$$\text{Indice de Wobbe} = \frac{\text{Poder calorífico de un gas}}{\text{Densidad de un gas}}$$

El índice de Wobbe, fue adoptado por la Union Internacional de la Industria del Gas, como base de la clasificación de los diferentes gases combustibles en 3 familias:

(16)

CUADRO - 26

INDICE DE WOBBE Kcal/m <sup>3</sup>	FAMILIA
4,500 - 9,000	1a.
9,000 - 14,000	2a.
14,000 - 22,000	3a.

FUENTE: "Teoría y Tecnología de la Combustión"

Vol. I, II, y III Gas del Estado Argentino, Junio 1976

Para el caso del estudio, los combustibles se sitúan como sigue:

CUADRO - 27

COMBUSTIBLE	INDICE DE WOBBE	FAMILIA
Biogas	5,000	1a.
Gas Natural	12,000	2a.
Gas L.P.	19,000	3a.

Se trata entonces de operar aparatos

diseñados para un gas de la tercera familia, con otro gas de la primera familia y no hay intercambialidad. Cuando el cambio es definitivo, será necesario modificar el quemador y probablemente la presión de alimentación.

Por medio de observaciones de la flama, el no existir puntos amarillos, ni despegue, ni retroceso de la flama y por su color azul muy palido se puede suponer una combustión higiénica.

e. Equivalencia con otros combustibles.

Véase cuadros 28 y 29

CUADRO - 28

EQUIVALENCIAS DE 1 m<sup>3</sup> DE BIOGAS  
CON OTROS COMBUSTIBLES

COMBUSTIBLE	1m <sup>3</sup> BIOGAS equivale a
Carbón vegetal	0.8 Kg
Leña	1.5 Kg
Diesel	0.55 Lt
Gasolina	0.67 Lt
L.P.G.	0.45 Kg
Alcohol Carburante	0.81 lt
Carbón Mineral	0.74 Kg

Un barril de petróleo (195 Lt) corresponde en promedio a 302 m<sup>3</sup> de Biogas.

FUENTE: "Manual Técnico de Construcción y Operación de Biodigestores Modelo Chino", Instituto Nacional de Energía (INE), Quito - Ecuador, 1984.

CUADRO - 29

Equivalencias del biogas con otras fuentes de Energía

Desde el punto de vista calórico, 1 m<sup>3</sup> de Biogas en estado bruto o depurado el CO<sub>2</sub>, representa los siguientes valores:

EQUIVALENCIAS CON EL BIOGAS

	Estado Bruto (5,500 Kcal/m <sup>3</sup> )	Depurado (8,500 Kcal/m <sup>3</sup> )
Nafta	0.73 Lt	1.10 Lt
Alcohol	1.10 Lt	1.70 Lt
Gas oil	0.65 Lt	1.00 Lt
Gas Natural	0.62 Lt	0.95 Lt
Carbón Mineral	0.82 Kg	1.25 Kg
Carbón Vegetal	1.24 Kg	1.90 Kg

FUENTE: Biogas "Energía y Biofertilización", Manual de Producción y Utilización. E.C. Gil Espinoza, J. Hilbert, M. Bogliani. INTA. Ingeniería Rural CASTELAR. República Argentina - 1983.

## CUADRO - 30

CARACTERISTICAS, UTILIZACION Y CONSUMO DE BIOGAS

Características de los gases combustibles						
Clase de gas	Composición Componentes %		Poder calorífico kwh/m <sup>3</sup>	Densidad rel. aire = 1 $\rho = 1,2 \text{ kg/m}^3$	Vel. de lallama cm/s	Deman. de aire m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup>
Metano	CH <sub>4</sub>	100	9.94	0.554	43	9.5
Propano	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	100	25.96	1.560	57	23.8
Butano	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	100	34.02	2.077	45	30.9
Gas natural	CH <sub>4</sub> ; H <sub>2</sub>	65; 35	7.52	0.384	60	7.0
Gas de ciudad	H <sub>2</sub> ; CH <sub>4</sub> ; N <sub>2</sub>	50; 26; 24	4.07	0.411	82	3.7
Biogas	CH <sub>4</sub> ; CO <sub>2</sub>	60; 40	5.96	0.940	40	5.7

Biogas en comparación con otros combustibles							
Combustible	Unidad u	Poder calorífico kwh/u	Utilización	Rendimiento $\eta$	Poder calorífico aprove. kwh/u	Equival. en Biogas m <sup>3</sup> /u	1 m <sup>3</sup> Biogas = u/m <sup>3</sup>
Boñiga	kg	2.5	cocinar	12%	0.30	0.09	11.11
Madera	kg	5.0	cocinar	12%	0.60	0.18	5.56
Carbón veg.	kg	8.0	cocinar	25%	2.00	0.61	1.64
Carbón min.	kg	9.0	cocinar	25%	2.25	0.69	1.45
Butano	kg	13.6	cocinar	60%	8.16	2.49	0.40
Propano	kg	13.9	cocinar	60%	8.34	2.54	0.39
Diesel	kg	12.0	cocinar	50%	6.0	1.83	0.55
	(L)		motor	30%	4.0	2.80	0.36
Corriente eléctrica	kwh	1	cocinar	67%	0.67	0.20	5.00
			luz	9%	0.09	0.50	2.00
			motor	80%	0.80	0.56	1.79
Biogas	m <sup>3</sup>	5.96	cocinar	55%	3.28	1	1
			luz	3%	0.18	1	1
			motor	24%	1.43	1	1

Utilización y consumo de biogás			
Quemador doméstico	200- 400 l/h	Motor Biogas/Diesel	
Quemador industrial	1000-3000 l/h	por bhp	420 l/h
Refrigerador 100 l	30- 75 l/h	Producción de 1 kwh de corriente eléct. con una mezcla Biogas/Diesel	700 l/h
según tem. exterior	720-1800 l/h	Prensa de plástico	
Lámpara de gas, equivalente a una bombilla de 60 W	120- 150 l/h	(15 gr, 100 unidades) con una mezcla Biogas/Diesel	140 l/j

Biogas para cocinar (Valores prácticos de la India)					
Cantidad cocinada	Tiempo min.	Gas l	Cantidad cocinada	Tiempo min.	Gas l
1 l de agua	10	40	1000 gr arroz	37	175
5 l de agua	35	165	350 gr de leguminosas	60	270
500 gr de arroz	30	140	700 gr de leguminosas	70	315

Una familia con 5 miembros consume según las costumbres alimenticias y consumo de gas (p. cj. agua para bañarse) 850-2500 l de gas/día. Una familia con 10 miembros consume 15-30% más.

FUENTE: "La Planta de Biogas", Bosquejo y Detalle de Plantas Sencillas. GATE (Centro Alemán de Tecnología Apropiada) Ludwig Sasse. República Federal de Alemania - 1984

### 2.3.2.UTILIZACION DE EFLUENTES

Los residuos que se obtienen periódicamente de los digestores productores de biogas (metano) y que se conocen como efluentes constituyen un excelente abono para los cultivos, debido a que contienen todos los elementos necesarios para el desarrollo de las plantas, lo que no sucede con los fertilizantes químicos, que en su mayoría son fuentes únicamente de determinados elementos trayendo como consecuencia que su uso genere desequilibrio en la riqueza nutricional del suelo, con el consecuente incremento de residuos que a la larga contamina los campos.

Además de los beneficios que origina como fuente de energía y fertilizante, el proceso de digestión anaeróbico es también importante la salubridad del medio rural; por lo tanto el efluente que se emplea como bioabono esta libre de agentes patológicos, lo que no sucede cuando se aplica estiércol directamente al campo de cultivo, en donde las enfermedades son fácilmente transmitidas.



ASPECTOS TECNICOSCUADRO - 31

PARAMETROS	COMPOSICION
Sólidos totales	1.40%
Sólidos volatiles	0.75%
pH	6.7 - 7.9
Carbono orgánico	0.26 - 0.30%
Nitrógeno total	0.04 - 0.09%
Relación C/N	6.50 - 3.33
Nitrógeno amoniacal	200 - 400 ppm
Nitrógeno nítrico	15 ppm
Fósforo total ( $P_2O_5$ )	400 ppm
Fósforo disponible ( $P_2O_5$ )	48 ppm
Potasio total ( $K_2O$ )	1,100 ppm
Potasio disponible ( $K_2O$ )	290 ppm
Calcio soluble (ca)	0.21%
Magnesio soluble (Mg)	0.135%
Azufre (S)	0.33 ppm
Zinc (Zn)	0.05 ppm
Manganeso (Mn)	0.005 ppm
Cobre (Cu)	0.0017 ppm
Boro (B)	0.005 ppm

FUENTE: Departamento de Ciencias Agropecuarias  
U.N.T.C.

Zirena J. y Díaz J. - Cajamarca.

Teniendo en cuenta que la mayoría de los cultivos requieren suelos con pH 6.5 y 7.5 para poder desarrollarse normalmente, el efluente, por tener un pH entre 6.5 y 7.9, puede ser utilizado sin ningún riesgo en la agricultura.

La relación C/N es baja, lo que elimina la posibilidad de efecto depresivo; así mismo es

importante que el 50% del nitrógeno total se encuentre en forma amoniacal, el 12% del fósforo y el 26% del potasio total sean disponibles, y que el efluente sea fuente de nutrientes como calcio, magnesio, azufre, manganeso, zinc, cobre, boro, etc.

Debido a que la cal es utilizada durante todo el proceso de producción de biogas, el bioabono es rico en calcio y magnesio. A esto se debe la gran utilidad que tiene el efluente en suelos ácidos. En el cuadro - 32, se muestran las características del terreno utilizado como vivero de piñas de INDALSA, en ella se están haciendo las aplicaciones del efluente con la finalidad de subir el pH del terreno; teniendo en cuenta que la estructura es una de las propiedades físicas más importantes del suelo. Un mal estado estructural, casi siempre es el responsable de desequilibrios en el aprovechamiento de aire y agua por las plantas, trayendo como consecuencia mala germinación, deficiente crecimiento y por lo tanto bajos rendimientos de los cultivos. Respecto a la acción en el comportamiento físico del suelo, el efluente aumenta la capacidad de retención de agua, hasta cierta concentración, mientras que la

CUADRO - 32

Composición Físico - Químicas de muestras de tierras tomadas en el vivero de INDALSA

Nivel en (%)		Nivel en (meq.%)															
		Ca	Mg	K	Na	Suma de	Capacidad	Satura-	p.p.m	%	%	C	NT				
		arcilla	gruesa	gruesa	gruesa	gruesa	gruesa	gruesa	gruesa	gruesa	gruesa	gruesa	gruesa				
0 - 20	5.60	39.20	18.90	8.80	14.60	18.50	6.95	2.40	0.16	0.08	9.59	11.20	86.00	14	3.45	1.22	0.
20 - 40	5.30	39.70	19.60	8.30	14.60	17.80	3.15	2.32	0.08	0.01	5.56	8.30	67.00	11	2.00	0.71	0.
40 - 80	4.75	40.60	17.70	8.90	11.10	21.80	1.10	2.55	0.07	0.10	3.82	7.90	48.00	18	1.75	0.69	0.

(Análisis realizados en el laboratorio de GERDAT, sección sueldos en Montpellier - France)

estabilidad de los agregados del se concentran a medida que aumenta la dosis de efluente.

### 2.3.3 UTILIZACION DEL BIOABONO

El desarrollo del biogas, a parte de solucionar problemas energéticos en el medio rural, estimula la producción agrícola, porque aumenta la cantidad del abono orgánico.

El lodo residual o los residuos pastosos extraídos periódicamente de un digestor pueden aplicarse directamente húmedos a su sembrado o pueden almacenarse en fosas y/o secarlos al sol para aplicarse a la tierra.

La pasta seca tiene más valor como abono por unidad de peso y es adecuada para su utilización en campos alegados. Se ha encontrado un mejoramiento en las propiedades físicas de los suelos (agregación, porosidad, aereación, estabilidad estructural y retención de agua), con la aplicación del efluente líquido explicado anteriormente, igualmente este bioabono asegura una mejor retención de nitrógeno inicial es recomendable usarlo en campos vecinos al digestor, directamente o con el agua de irrigación.

### 2.3.3.1. RESULTADOS DE TRABAJOS EXPERIMENTALES

#### EN CAJAMARCA

##### a. En el cultivo de Maíz (Vd. Blanco - Urubamba)

Se ha encontrado un rendimiento con aplicaciones del bioabono líquido y la fertilización química (90-80-70), en relación con el residuo pastoso y al estiércol fresco.

El estiércol fresco y el lodo residual han sido aplicados del todo a la siembra (20 TM/día). El fertilizante químico se aplicó 1/2 N; todo el fósforo y potasio a la siembra y la otra mitad de N en el aparque. El efluente líquido se ha aplicado cada 20 días, 20 Lt/Trat. (5 Lt/surco) dándose un total de 10 aplicaciones.

Todos los tratamientos han mejorado al testigo como se puede observar en la figura - 19, sin embargo, no hay diferencia significativa entre el tratamiento B, F, B<sub>1</sub>, y B<sub>2</sub>. La diferencia sólo es numérica, pues lo interesante es que el bioabono puede reemplazar al fertilizante químico,

a menor costo.

b. En el cultivo de la papa (Vd. Molinera - Namoc)

Ha sido estudiado el efecto de la concentración, frecuencia y época de aplicación del efluente líquido, en suelos con pH 5.5, situados a 3,000 m.s.n.m. y con pendientes de 15%. Se han aplicado 200 ml. de bioabono/planta, con 10 tratamientos y 4 repeticiones. Se usaron concentraciones de 50 y 100%. La frecuencia de aplicación fue a la emergencia y cada 15 y 30 días, y las épocas en que se aplicaron desde la emergencia hasta la floración y hasta antes de la cosecha. Se añadieron dos testigos (sin ningún tipo de abonamiento y con una fertilización química de 90-80-70 de N.P.K.).

Los mejores resultados en rendimientos se obtuvieron con fertilización química y con aplicaciones de bioabono a concentraciones de 50% cada 30 días y hasta la floración, como se

FIGURA N° 19

REDIMIENTO DE MAIZ (Tn/Ha) Y PORCENTAJE

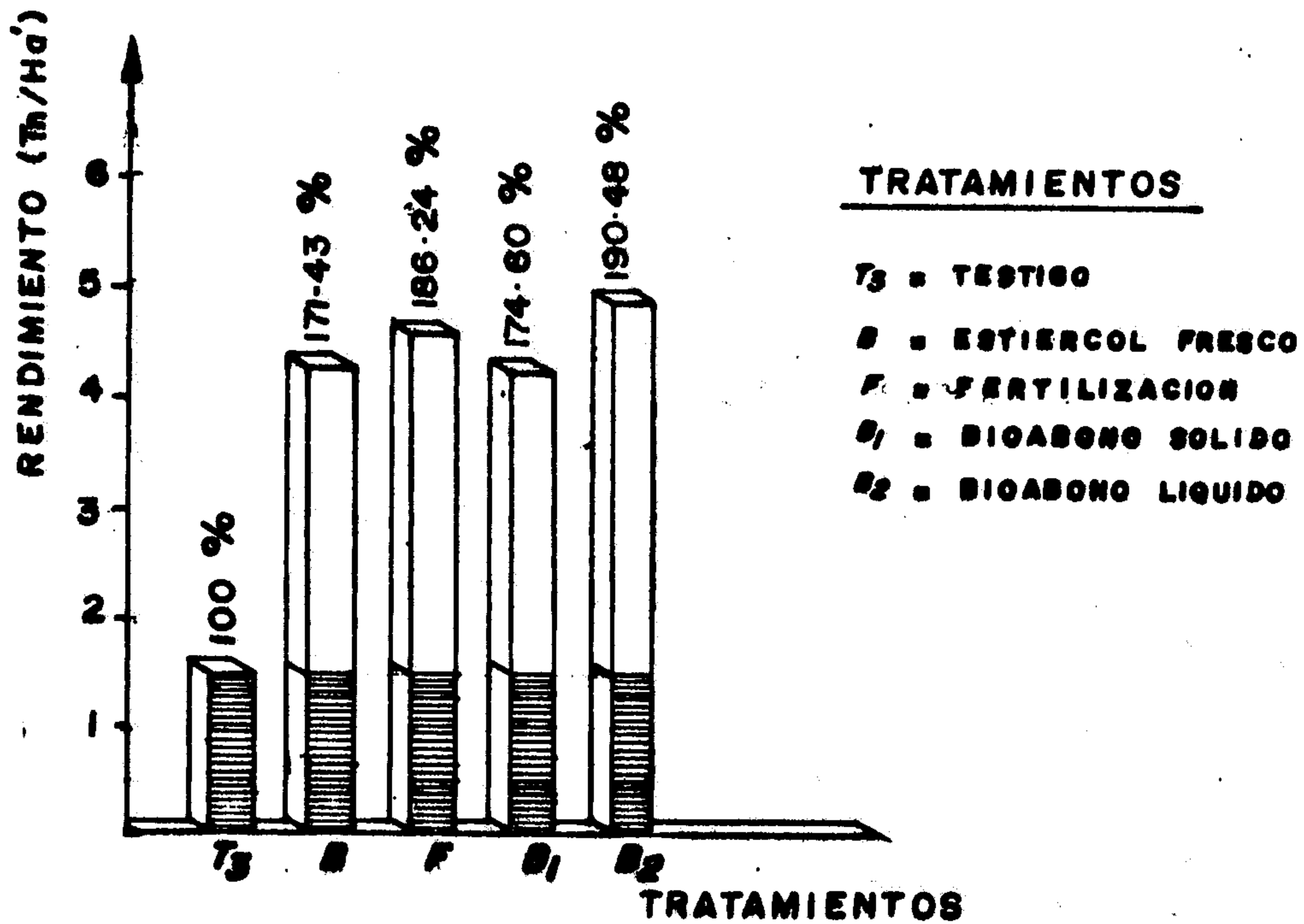
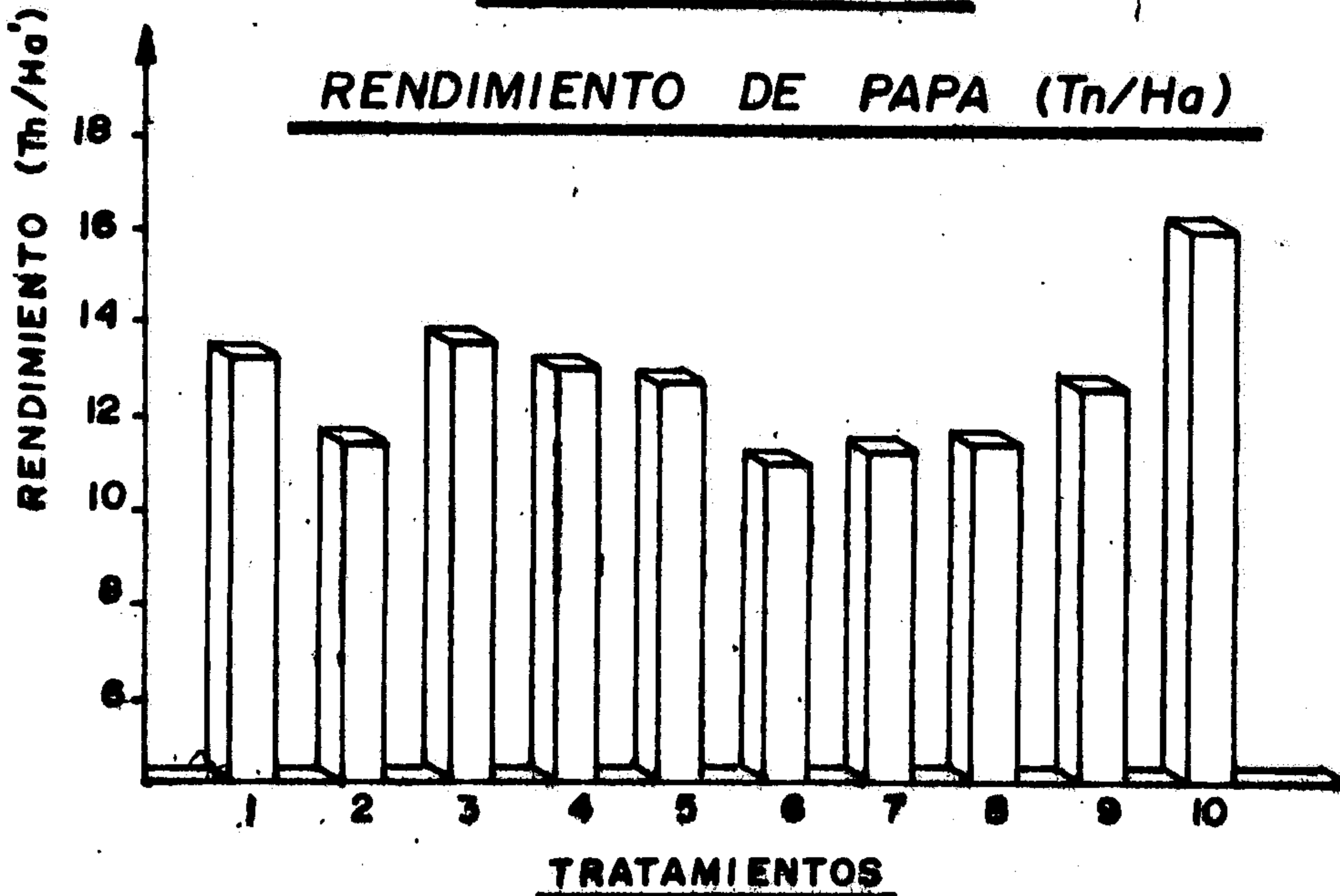


FIGURA N° 20

REDIMIENTO DE PAPA (Tn/Ha)



- TRATAMIENTOS**
- 1. 50 % BIOABONO = C/ 15 DIAS HASTA LA FLOR
  - 2. 50 % BIOABONO = C/ 15 DIAS, UN MES ANTES DE LA COSECHA
  - 3. 50 % BIOABONO = C/ 30 DIAS HASTA LA FLOR
  - 4. 50 % BIOABONO = 1 MES ANTES DE LA COSECHA
  - 5. 100 % BIOABONO = C/ 15 DIAS HASTA LA FLOR
  - 6. 100 % BIOABONO = 1 MES ANTES DE LA COSECHA
  - 7. 100 % BIOABONO = C/ 30 DIAS HASTA LA FLOR
  - 8. 100 % BIOABONO = 1 MES ANTES DE LA COSECHA
  - 9. TESTIGO SIN FERTILIZANTE
  - 10. TESTIGO CON NPK

observa en la figura -20. Debido al clima de mineralización de los nutrientes es más lento y el pH de este suelo no es el óptimo para este cultivo. Además existieron problemas de sequía al inicio del experimento y la presencia de bicarbono ha sido positiva.

2.3.3.2 RESULTADOS DE TRABAJOS EXPERIMENTALES  
EN COCHABAMBA - BOLIVIA (Granja  
PAIRUMANI)

Comparación de abonos orgánicos con fertilizantes químicos.

Metodología :Localidad Pairumani 2600  
m.s.n.m.

Relación de

cultivo :Papa, maíz

Abonamiento :En papa, orgánico 140 Kg  
N/há. químico 140Kg N/há.



## CUADRO - 33

Ganancia obtenida con la aplicación de diferentes abonos y fertilizantes químicos con relación a 1\$b.invertido  
(Pairumani 1980 - 1982)

ABONO / FERTILIZANTE	2 Aplicaciones 4 Cultivos (\$ b)
Estiércol de vacuno fresco	4.50
Estiércol de vacuno descompuesto	5.31
Fertilizante químico	1.96

## CUADRO 34

Análisis químico de materiales fresos y de bioabono  
(TR = 60 días  $T_{inc}$  = 22.5 °C y carga = 0.93 TM/m<sup>3</sup>)

MATERIAL	pH	M.S Efect %	Cálculos al 100% M.S							
			M.O	C	N	C/N	P	K	Ca	Mg
Estiercol vacuno fresco + paja Trigo	7.9	50.9	75.6	43.8	3.14	14.0	0.79	1.55	1.83	0.84
Bioabono Húmedo	8.5	25.6	76.2	44.2	4.30	10.3	0.94	1.56	1.48	0.82
Bioabono Seco	8.3	37.4	72.7	42.2	3.21	13.1	0.99	1.74	1.63	0.91

a. Resumen del cultivo de papa al bioabono y otros abonos químicos y

fertilizantes químicos (véase la  
figura - 21)

Metodología:

Localidad: Pairumani, 3,600 m.s.n.m.

Fecha de Siembra, Cosecha :

25/XI/81 - 30/III/82

Material Vegetal: Papa (Vd. Holandesa)

Abonamiento orgánico:

Animal-Vegetal 4,500 Kg M.S./há.

:  
 : 80 Kg N- 120Kg/P<sub>2</sub>O<sub>5</sub> -  
 :  
 Fertilización <  
 :  
 Quimica : 80 Kg K<sub>2</sub>O  
 :  
 :

Superficie parcela : 28 m<sup>2</sup>

Tratamiento :

B<sub>1</sub> = Bioabono húmedo

B<sub>2</sub> = Bioabono seco (B) = N-P-K

T<sub>3</sub> = Testigo

DV = Compst. desecho vegetales

b. Respuesta del cultivo de Maíz a la  
aplicación del Bioabono y otros  
abonos (véase figura - 22)

Metodología :

Localidad : 1,730 m.s.n.m.

Fecha de Siembra, Cosecha :

16/XII/82 - 20/IV/83

FIGURA N° 21

HISTOGRAMA DE REDIMIENTO-PAPA

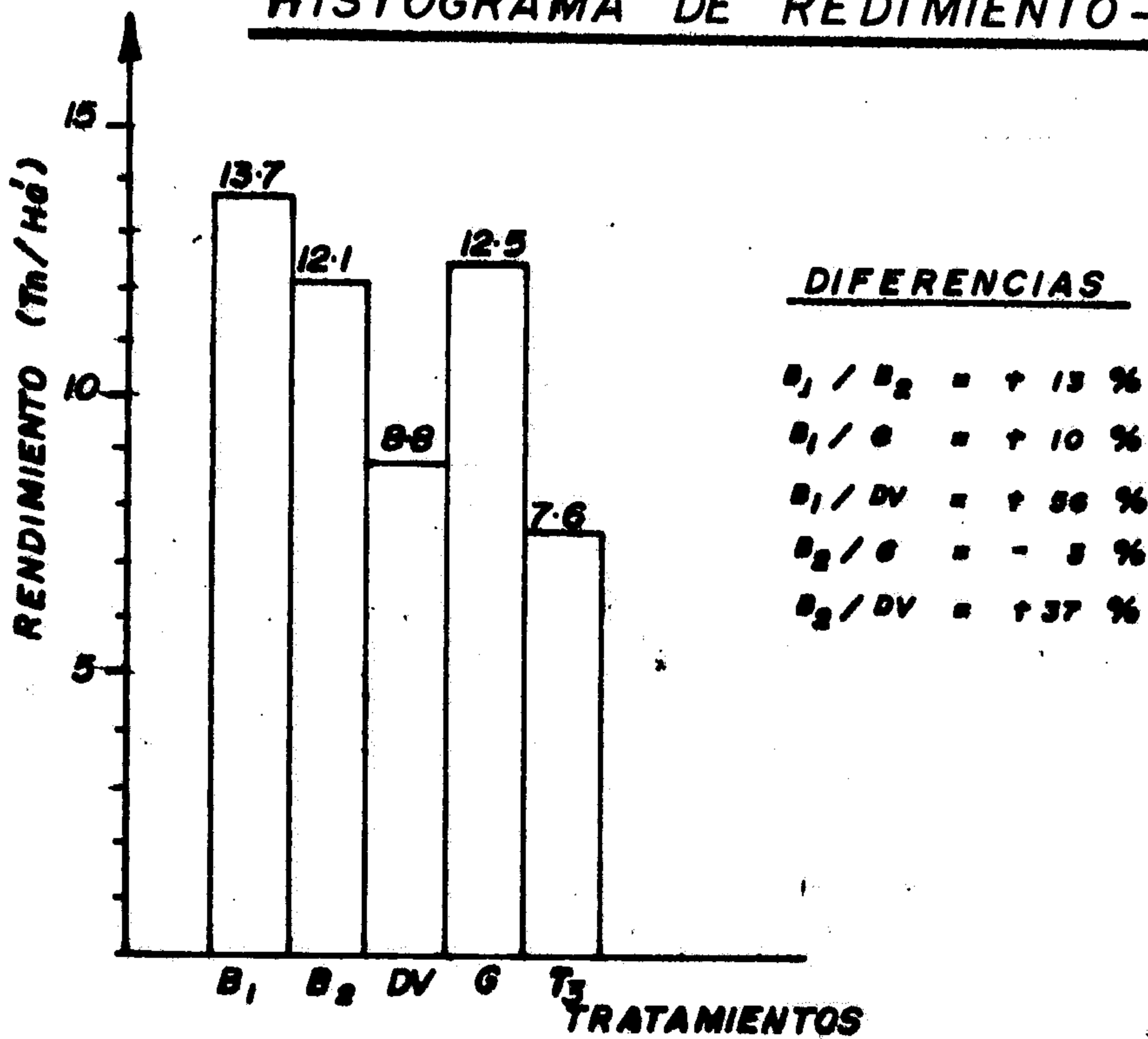
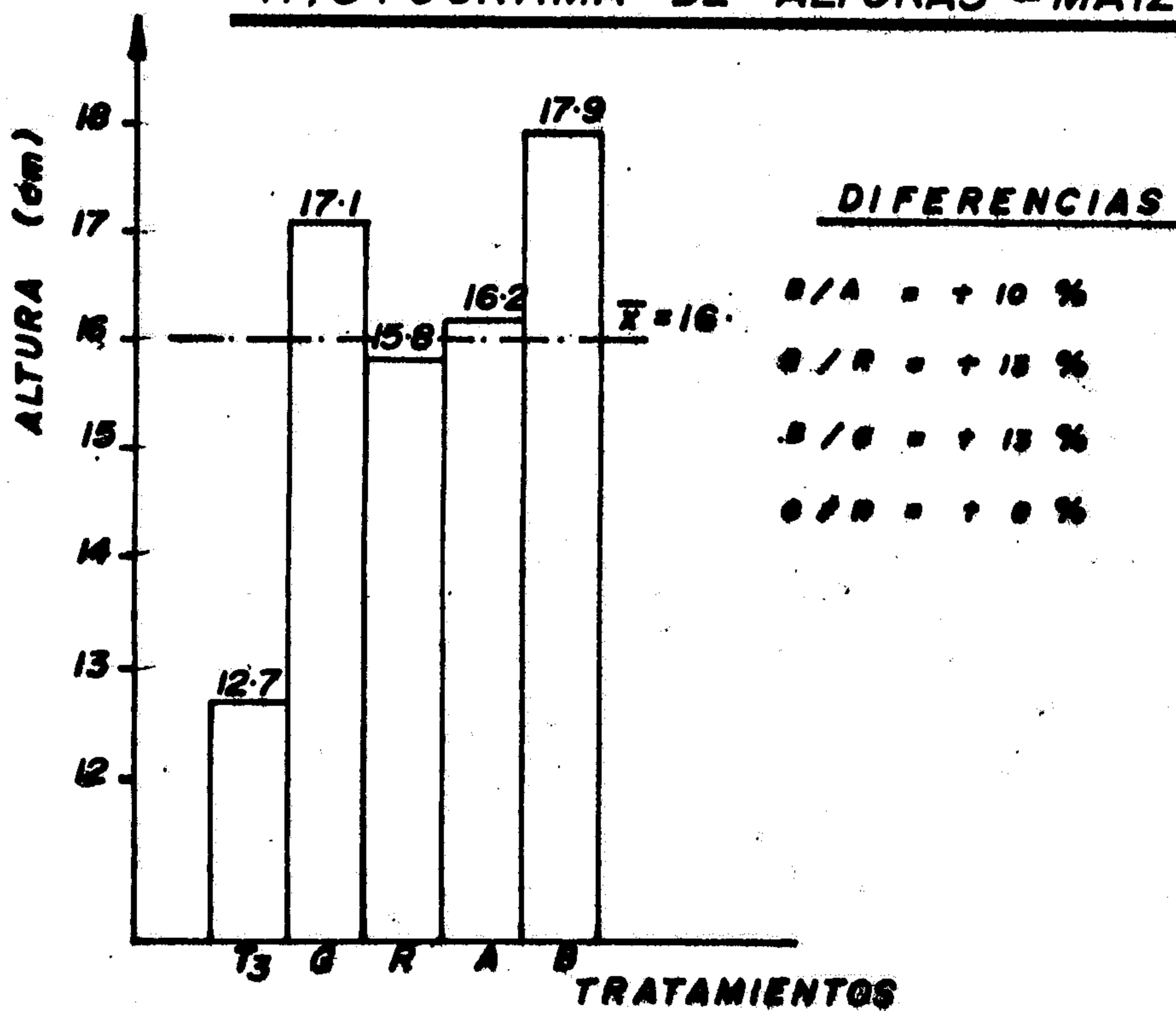


FIGURA N° 22

HISTOGRAMA DE ALTURAS - MAIZ



.Material vegetal :

Maíz (compuesto 10)

.Abonamiento orgánico/químico :

66 Kg N/há.

.Superficie, parcela :

42 m<sup>2</sup>

.Tratamiento :

T<sub>0</sub> = Testigo

G = N-P-K

R = 87.2% M.S.

A = Abono mineral de recursos

locales (95.2% M.S.)

B = Bioabono (10% M.S.)

#### 2.3.3.3. CENTRO INTERNACIONAL DE LA PAPA

##### (CIFO - SAN RAMON CHANCHAMAYO)

Siendo los suelos de la selva central pobres en fósforos (90% de las tierras), se requiere la importación de P<sub>2</sub>O<sub>5</sub> a fin de lograr crecimientos saludables; pues bien; una forma de retener el fósforo de la biomasa que ingiere el ganado, es evitar su pérdida por la dispersión del estiércol en los cursos de agua mediante su uso en la producción de biogas y bioabono; este último es un excelente nutriente y puede sustituir al menos parcialmente el deficit

de  $P_2O_5$  en la selva central. El CIP de San Ramón, dentro de su programa de implementación de la siembra/cosecha de la papa en la selva central, ha firmado un convenio con INDALSA con fines de absorber la totalidad de bioabono obtenido periódicamente de los digestores, para su investigación con miras de sustituir a un menor costo los usos de fertilizantes químicos y mejorar la producción de la papa.

El bioabono producido será almacenado en fosas rectangulares, desde donde serán transportados por el personal del CIP hasta sus huertos.

### CAPITULO III

#### 3. DISEÑO DE LA PLANTA PRODUCTORA DE BIOGAS Y BIOABONO

En un principio se dió un enfoque energético a la tecnología del biogas, pero dicho enfoque ha variado teniendo presente las bondades del digestor en lo referente a la producción de bio-fertilizante para aumento de la productividad agrícola y como solución ecológica, al efectuarse en su interior la degradación anaeróbica de desechos orgánicos.

El biogas, llamado anteriormente gas de los pantanos, es en realidad metano, el simple hidrocarburo observado y estudiado desde la antigüedad por los romanos, griegos y chinos. Durante la última parte de la segunda guerra mundial, cuando la escasez de combustible era grave, el biogas producido por estiércol se usaba cada vez más en máquinas de guerra, automóviles privados, tractores equipos de granja. el gas que podría no estar licuado bajo condiciones prácticas se comprimía a 210 Kg/cm<sup>2</sup> y envasaba en tanques de presión. La experiencia alemana probó sin lugar a dudas que las granjas podrían autoabastecerse de energía usando sus propios desperdicios.

Después de la guerra, un amplio desarrollo en la generación de biogas prosigió en India, Japón, Corea, Taiwan, Filipinas, EUA, Kenia últimamente Brasil. A fines de 1981 en Malasia se instaló el primer sistema de biogas para generación eléctrica 250 Kw. partiendo de efluentes de aceite de palma (Fábrica de aceite de palma TENNAMARAM de plantaciones SIME DARBY), para la

generación de energía se instaló un grupo electrógeno de gas CATERPILLAR G379 TA, de acuerdo a David Gillis director de Sime Darby el sistema puede producir suficiente energía para generar 900 Kw. pudiendo suplir las necesidades de electricidad de 500 hogares (17).

En la actualidad el país que marcha a la vanguardia es el Brasil, tanto en la construcción de biodigestores, como en la producción de equipos para la utilización con biogas, los brasileños han encarado la tecnología en forma sorprendente, si se tiene en cuenta el poco tiempo desarrollo del programa.

Finalmente es importante hacer notar que no se puede especular y crear falsas expectativas alrededor de la tecnología del biogas, queriendo presentarlo como salvación energética, conociéndose ya que el aporte sustitutivo del biogas es muy incipiente en nuestro medio.

### 3.1 FLUJO DEL PROCESO DE PRODUCCION DE BIOGAS Y BIOABONO

El biogas se produce después del tratamiento de los residuos procedentes de la planta e introducidas en dos digestores para la biodegradación, la mezcla del contenido del digestor es esencial y será lograda por medio de agitación, Para la agitación se acondicionará un sistema de recirculación de lodos manteniéndose de esta forma una mezcla homogénea con temperaturas entre 40 y 46 °C; esencialmente, este proceso involucra el uso de digestores con



alimentación y retiro de todos los intermitentes, de modo que el lodo crudo es añadido durante el periodo de mezcla y el lodo digerido es retirado al final del periodo de separación o sedimentación. Cada día los digestores herméticos y a prueba de agua, pueden producir cerca de 78 m<sup>3</sup> de biogas equivalente a 50.5 litros de combustible diesel; en la figura -23, se muestran las diferentes pruebas que se están realizando con los lodos y efluentes.

Como el biogas se produce en un medio acuoso, se tiene agua de arrastre, siendo esta reducidas haciendo pasar por trampas de agua y debido a la presencia de H<sub>2</sub>S en el gas es conveniente reducir el contenido de H<sub>2</sub>S haciendolas pasar por filtros separadores de ácido sulfhídrico que contengan óxido férrico, en su forma más sencilla puede usarse limaduras de hierro y virutas de madera para ayudar a que haya el mayor contacto posible con el gas, de esta manera se estaría eliminando los riesgos de corrosión en: Compresores, Tanques de almacenamiento y en general equipos donde se utilicen el biogas. En el otro extremo un quemador de gas conectado en la línea quemará los excesos de biogas. En las plantas con digestores de más de 50m<sup>3</sup>, la agitación con una vara es insuficiente. Se hace necesario un mecanismo de agitación o de recirculación. Entre más profundo sea el digestor, más baja e irregular es la

**DIAGRAMA DE FLUJO DE TRABAJOS EN LA PLANTA**

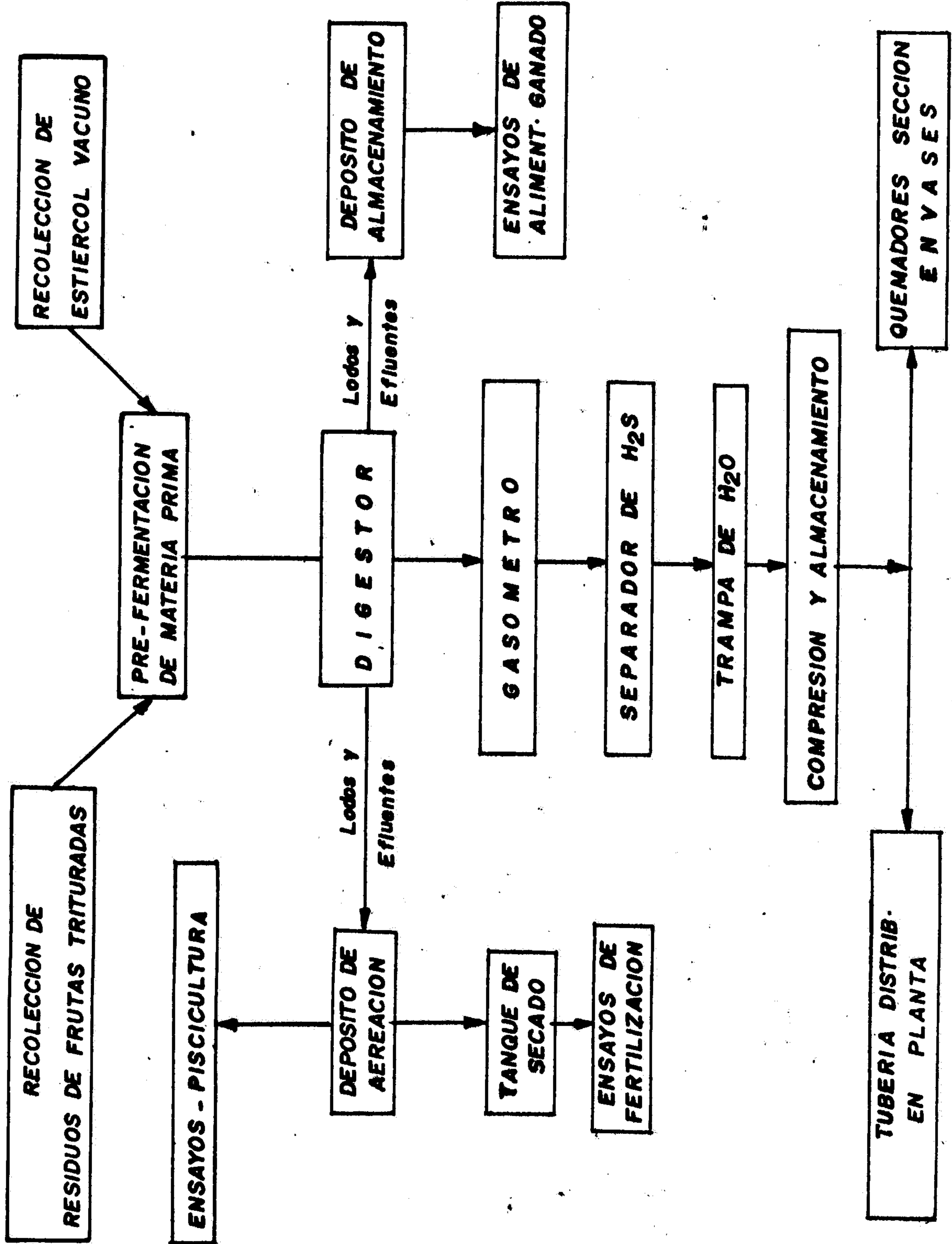


FIGURA Nº 23

temperatura y la presión hidráulica aumenta con la profundidad, estos inconvenientes hacen que las plantas en serie sean costosas. El digestor debe estar construido de tal manera que sólo el lodo completamente fermentado abandone la planta. En la figura - 24, se resume el sistema de purificación del biogas a implementarse en la planta con fines industriales dentro de unos años. Una breve explicación sería (18):

- El sistema de baja compresión de gas impuro proveniente de la digestión anaeróbica (0.20 m.c.a.), filtrarla, comprimirla hasta una presión regulada de  $8\text{Kg/cm}^2$  (Sistema de Purificación).
- Purificación Química por columnas, siendo el objetivo principal remover el gas carbónico ( $\text{CO}_2$ ) del gas proveniente del digestor.

Columna - 1: Purificación química consiste básicamente en hacer pasar el gas impuro en una columna de absorción que recibe carbonato de potasio ( $\text{K}_2\text{CO}_3$ ) y que absorberá  $\text{CO}_2$ .

Columna - 2: Columna de Regeneración liberará  $\text{CO}_2$  para la atmósfera, regenerando  $\text{K}_2\text{CO}_3$  para ser nuevamente utilizado.

- Sistema de Secado y Almacenamiento de gas purificado; consiste en retener las humedades del gas saturado de agua, obtenido de la columna de purificación, con un mínimo de  $\text{CO}_2$  a temperatura de

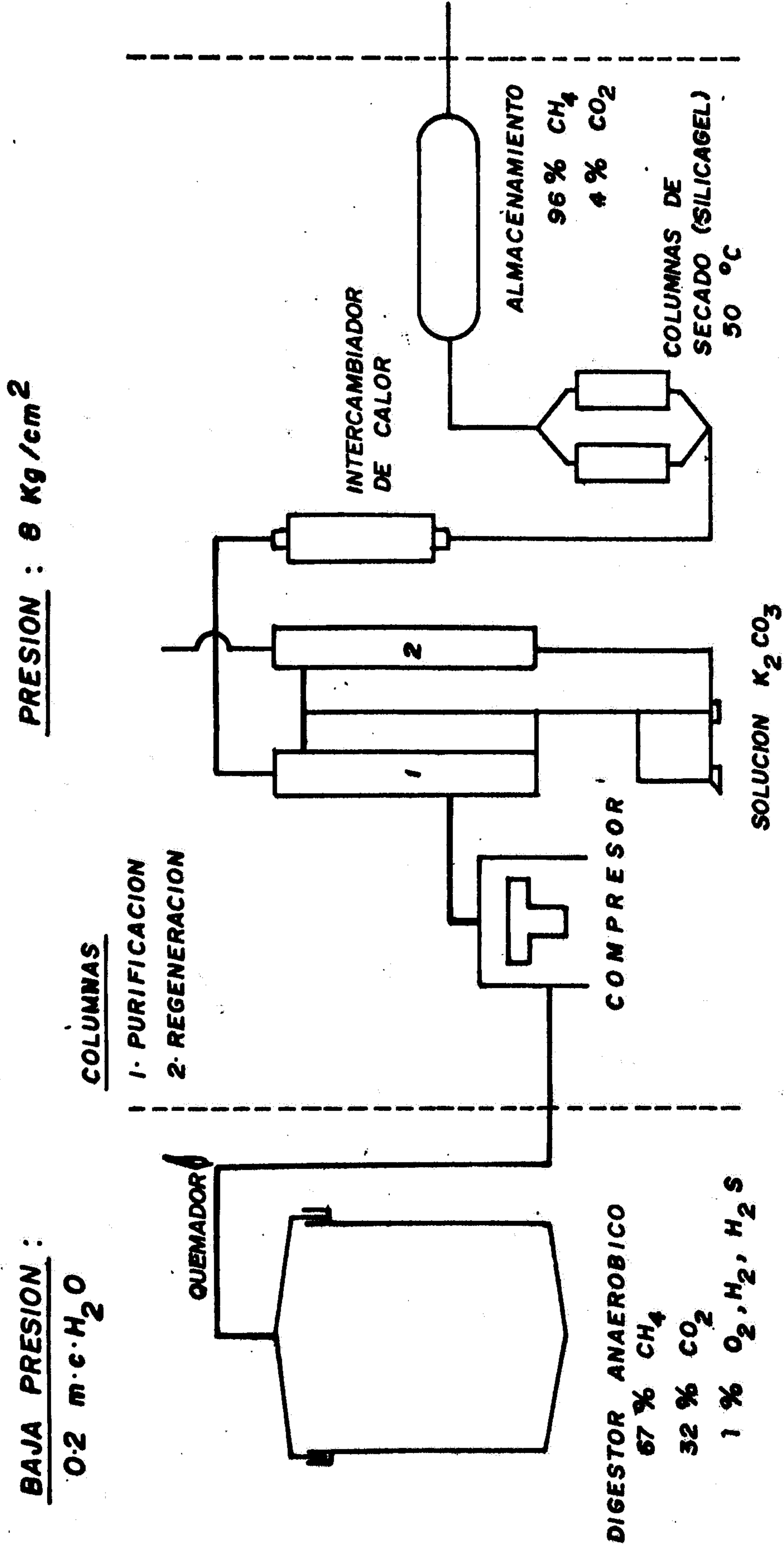


FIGURA N° 24

FLUJOGRAMA SIMPLIFICADO DEL SISTEMA DE PURIFICACION DE BIOGAS A IMPLEMENTARSE POSTERIORMENTE

50 °C.

Por lo tanto ese gas es circulado por columnas en presencia de silicagel donde se procede a la retención de humedades. El gas seco resultante será posteriormente almacenado.

### 3.2 CRITERIOS PARA LA SELECCION DEL TIPO DE DIGESTOR

El tipo de digestor debe responder a las condiciones del lugar y al tipo de aplicación de la planta de biogas. Al determinar la región, localidad y lugar donde instalar las plantas de biogas se podrá identificar el clima, la materia prima disponible y las necesidades de producción de biogas, definiéndose así en una primera instancia, el nivel de la aplicación industrial.

- Clima de la zona: Cálido y húmedo
- Materia prima disponible: Residuos de frutas de la planta INDALSA y estiércol ganado vacuno (SAPIA)
- Recursos en residuos de frutas con que se cuenta: 12TM/día (promedio) .
- Valores medios de temperatura y precipitaciones: 22 °C - 25 °C y 1600 - 2300 mm promedios anuales.

En función del lugar se seleccionó el sistema de digestión más adecuado como es el flujo semi-continuo, con temperaturas entre 40 - 45 °C y para ello vamos a requerir de un sistema de calefacción y agitación, lo cual nos permite tener una primera idea

acerca del tamaño y forma de digestos requerido. En estos casos los digestores tipo HINDU son los más adecuados para climas templados y calurosos, según reportes informativos en la India se llegaron a construir unas 35,000 unidades por año en el periodo de 1978 a 1985. Estos modelos de digestores también han sido ampliamente difundidos en Brasil, donde ya se ha construido cerca de 3000 unidades en un periodo introductorio del biogas.

En el capítulo anterior se hizo una breve explicación del digestor tipo HINDU, faltando complementar algunas características como siguen:

- a. Son de características de flujo semi-continuos
- b. Como materia prima se recomiendan el estiércol mezclado con residuos vegetales. Utiliza alta dilución entre 7 y 10% de sólidos totales.
- c. El digestor y el gasómetro (almacena el gas y sella herméticamente el sistema) van incorporados.
- d. Como materiales de construcción pueden emplearse el ferro-cemento o el ladrillo revestido (unidos con mortero) y láminas de hierro, fibra de vidrio o plástico reforzado para el gasómetro.
- e. La cámara de fermentación tiene forma cilíndrica, son construidas casi siempre a nivel inferior al suelo.
- f. Posibilidad para implementar sistemas de agitación mecánica y rompe natas.

g. Mayor rendimiento en la producción de biogas por masa en digestión comparados con el modelo chino.

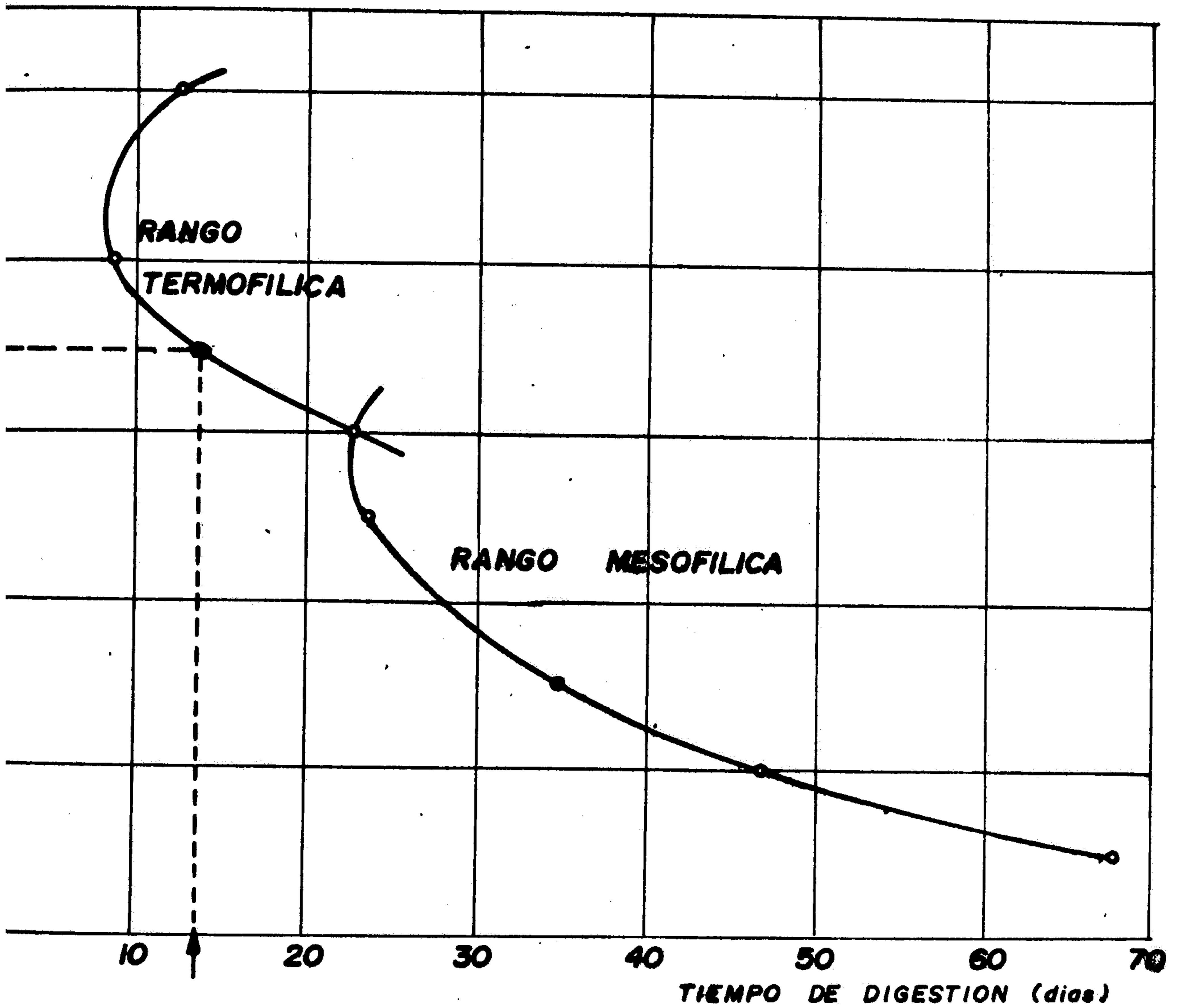
El biogas generado se almacenará en la parte superior de la cámara de digestión, originando presiones internas variables dado que el gasómetro será fijo.

### 3.3 DISEÑO DE DIGESTORES

Desde que la digestión de lodos ha sido reconocida como un método de disposición de sólidos, la búsqueda se ha encaminado a encontrar un método satisfactorio para dimensionar digestores de tal forma que sea significativa, tanto para el diseñador como para el operador. En el capítulo -2, se explican los factores que afectan el proceso de digestión y las implicancias de controlar una serie de parámetros que afectan en forma directa la vida y reproducción de las bacterias; como los factores ambientales:

#### a. Relación entre Tiempo y Temperatura

El incremento bacteriano, y por consiguiente la velocidad de estabilización de la materia orgánica incrementan con la temperatura dentro de ciertos límites. Los primeros estudios al respecto fueron realizados en 1927 por Rudolfs. Un estudio publicado en 1937 por Fair y Moore (19) ha sido aceptado sin reservas desde entonces los resultados de éste estudio se presentan gráficamente en la figura - 25. Aquí se puede observar que la



INFLUENCIA DE LA TEMPERATURA CON  
EL TIEMPO DE DIGESTION

REFERENCIA : FAIR & MOORE  
SEW WORKS JOUR, 9-1; P.3



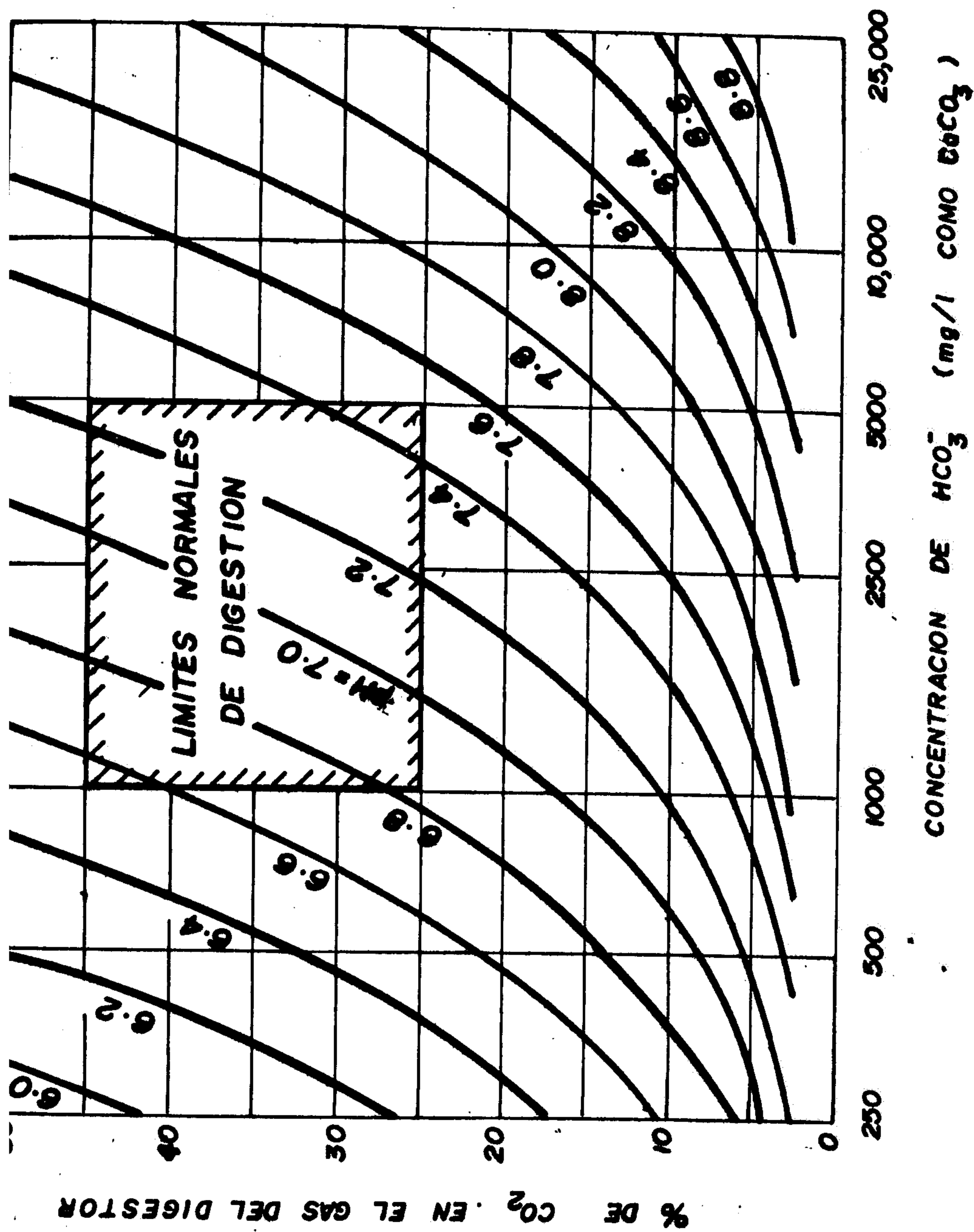


FIGURA N° 26

RELACION ENTRE PH Y ALCALINIDAD  
EN DIGESTION ANAEROBICA

velocidad de digestión incrementa con la temperatura desde 10 a 60 °C, observándose una región óptima alrededor de los 50 °C.

#### b. pH y Alcalinidad

El valor del pH del contenido de un digestor depende de la relación entre las cantidades de ácidos volátiles, alcalinidad bicarbonatada y el porcentaje de CO<sub>2</sub> en el gas. Véase figura - 25. Aquí se evidencia que el nivel mínimo de alcalinidad a ser mantenido es 1000 mg/l como CaCO<sub>3</sub>, para asegurar un control adecuado del pH.

#### 3.3.1 FACTORES QUE INFLUYEN EN EL DISEÑO

- La cantidad, calidad y distribución de la materia prima permite conocer el potencial disponible, definiendo el nivel de su aplicación.
- Así mismo, la naturaleza y composición de los residuos orgánicos. Véase cuadro - 35, así como la temperatura de operación, determinan los rendimientos de biogas a obtener.

Para obtener un rendimiento óptimo, se requiere formular una mezcla de residuos orgánicos que tengan una proporción de carbohidratos y nitrógenos adecuados (C/N = 30.0 aproximadamente). En ese sentido, es necesario realizar mezclas de desechos

Avenida Guardia Civil N° 400, San Borja.  
Telf. 710064-39  
Apto. 145 Lima-Perú

D	M	A
02	04	87

LABORATORIO DE QUIMICA

PROFORMA N°: 032/87  
FACTURA N°:  
COSTO I/. : 1,584,00=

EXPEDIENTE: \_\_\_\_\_

PROCEDENCIA: ING° ROLANDO MAITA.

FECHA DE INGRESO: 23.03.87

EMPRESA SOLICITANTE: \_\_\_\_\_

ACTIVIDAD: \_\_\_\_\_

RAZON SOCIAL: INDALSA

DIRECCION: Pampa del Carmen s/n La Merced - Chanchamayo.

TELEFONO: 2232

MUESTRA (s): RESIDUOS DE CASCARA DE NARANJA, TORONJA, MARACUYA,

MUESTREO: MEZCLA LIQUIDO). PROPORCIONADO POR EL SOLICITANTE.

ENSAYOS O

DETERMINACIONES: ANALISIS FISICO-QUIMICO.

METODO DE ENSAYO: PROPIAS DEL LABORATORIO.

ENSAYOS O DETERMINACIONES

RESULTADOS

	MARACUYA	NARANJA	TORONJA	EFLUENTE
cidos Totales (%)	20.41	17.66	18.83	51.87 (1)
cidos Volátiles (%)	93.47	95.95	95.19	44.66 (1)
nitrógeno Amoniacal (%) (bh)	0.179	0.179	0.178	1.36 (2)
Carbono Total (%)	45.91	48.57	48.42	44.83
nitrógeno Total (%)	0.75	0.95	0.82	100.28 (2)
Formo Total (mg/100g (bs)	40.51	34.65	70.41	58.8 (2)
	4.02-4.11	4.73-4.80	4.26-4.32	4.02

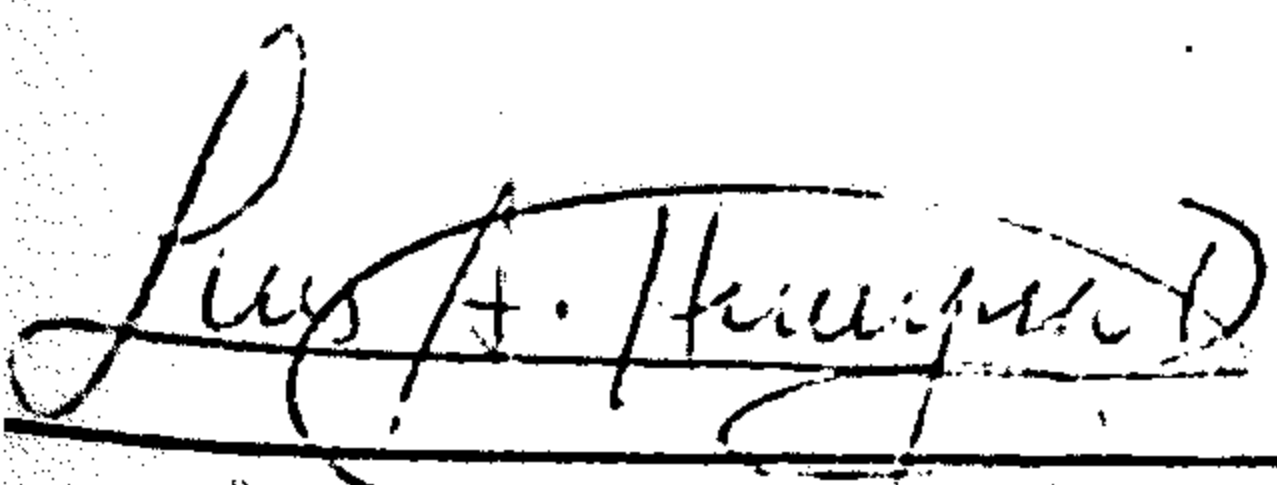
OBSERVACIONES/DISCUSSION DE RESULTADOS/ CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES:

(1) : gr/l. \_\_\_\_\_

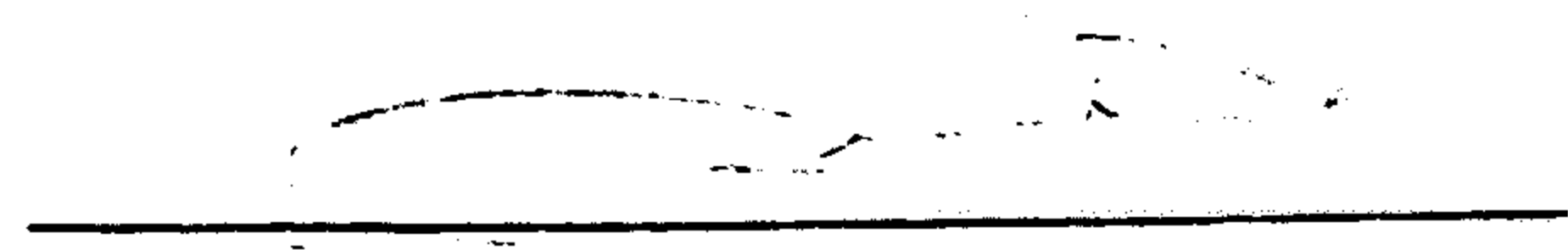
(2) : mg/l. \_\_\_\_\_

bs : Base seca . \_\_\_\_\_

bh : Base húmeda . \_\_\_\_\_



ING° RUTH FELIX



DRA. LUZ CASTRO GARCES.

FECHA: 02.04.87

fácilmente degradables (estiércol vacuno), con materiales más resistentes (residuos vegetales).

- El calentamiento del digestor acelera el proceso de fermentación, reduciendo el tiempo de residencia.
- El grado de agitación y mezcla influyen en la determinación del tamaño del digestor, así como también el menor tamaño de las partículas de la materia prima.

A una mayor recirculación y mezclado corresponde un aumento de la acción bacteriana y con ello la velocidad de producción de biogas. Sin embargo, esto puede resultar contraproducente en el caso de sistemas continuos con baja carga orgánica, por la elevada pérdida bacteriana en los efluentes. Se recomienda una recirculación moderada.

Los diseños de digestores pueden basarse en 2 objetivos:

- a. Obtener biogas a partir de la materia prima disponible en el lugar, produciendo una cantidad de gas que depende de dicha materia.
- b. Producir una cantidad de biogas requerida

para un propósito específico.

En general, en ambos casos la cantidad prima disponible es el factor determinante; sin embargo, es mejor diseñar partiendo del segundo criterio, a fin de dejar variable la cantidad de desechos que se necesitan. A continuación se señalan los criterios secuenciales para la determinación de los parámetros de diseño de un digestor. (véase figura - 27).

### 3.3.2 PARAMETROS DE DISEÑO

#### 3.3.2.1 CANTIDAD DE BIOGAS REQUERIDO (GO)

En el Apéndice -1, se muestran las especificaciones técnicas de los equipos CEVOLANI (sección envases), las mismas que consumirán biogas. A partir de estos datos se puede estimar la cantidad de biogas que se necesita producir diariamente:

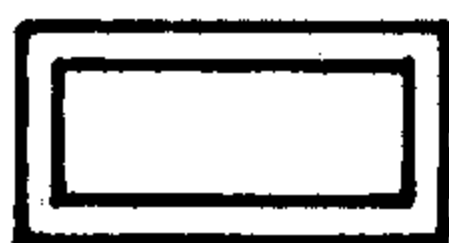
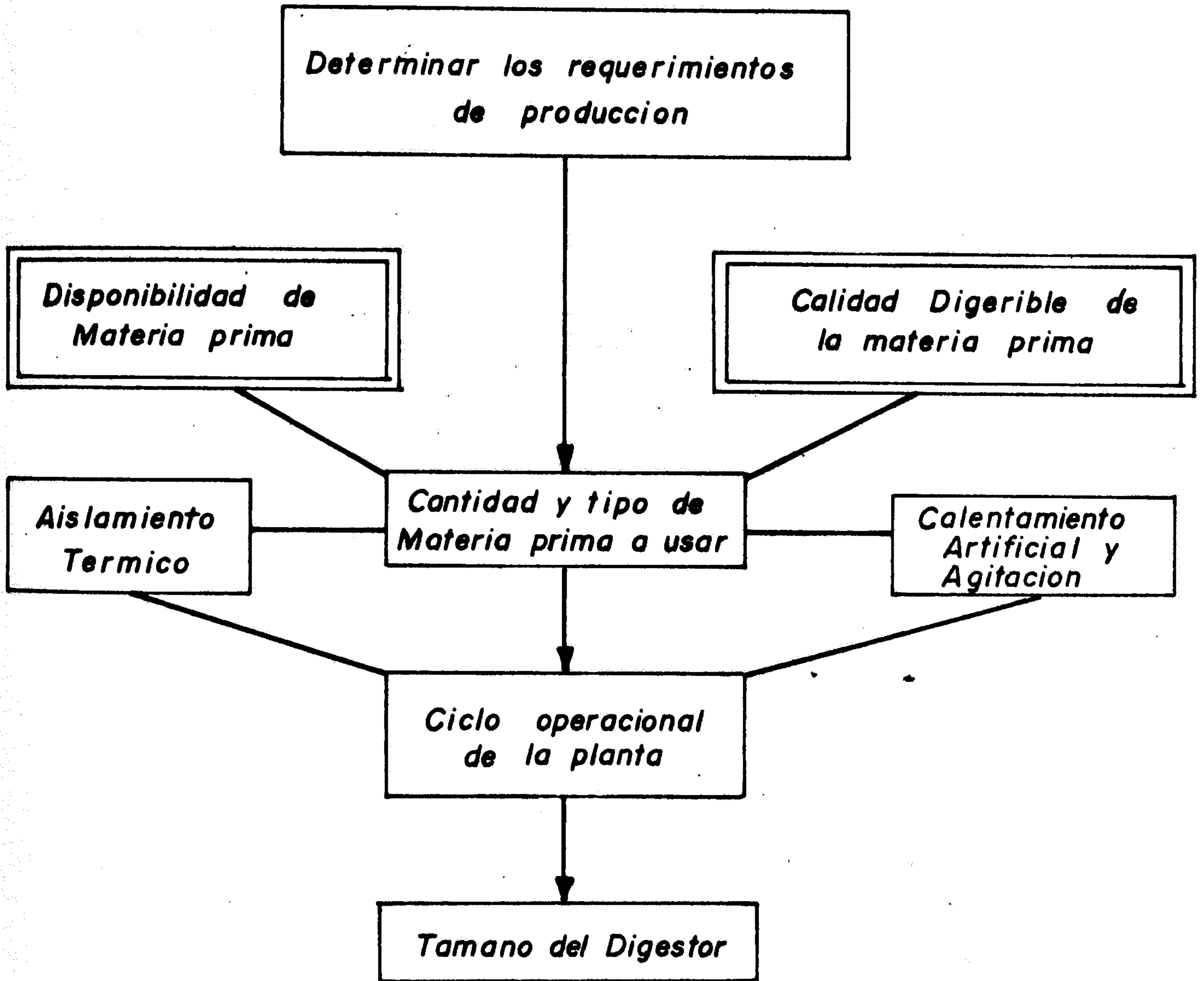
a. Soldadura automática de guías exteriores para cuerpos de envases redondos CEVOLANI SGE.

Consumo medio de gas =  $9.0 \text{ m}^3/\text{h} = 42.0 \text{ m}^3/\text{día}$

b. Horno horizontal para el secado (goma DAREX) de tapas CEVOLANI FGR

Consumo medio de gas =  $3.3 \text{ m}^3/\text{h} = 16.0$

PARAMETROS DE DISEÑO PARA DIGESTORES



*Variable independiente*



*Variable dependiente de otros factores*

m<sup>3</sup>/día

c. Soldadura manual de guías exteriores para cuerpos de envases redondos y otros usos en la planta = 2.2 m<sup>3</sup>/día.

De ello resumimos que se necesitan para usos en la planta la cantidad aproximada de 86.0 m<sup>3</sup> de biogas/día equivalente a 60.2 m<sup>3</sup>/día de metano (70%).

### 3.3.2.2 CANTIDAD DE MATERIA PRIMA REQUERIDA (MD)

Dado que como materia prima se utilizarán los residuos orgánicos obtenidos de la producción diaria en la planta INDALSA, es necesario hacer notar los procesos que sufren los residuos en su tratamiento respectivo como siguen:

#### A. Recursos en Residuos de frutas con que se cuenta

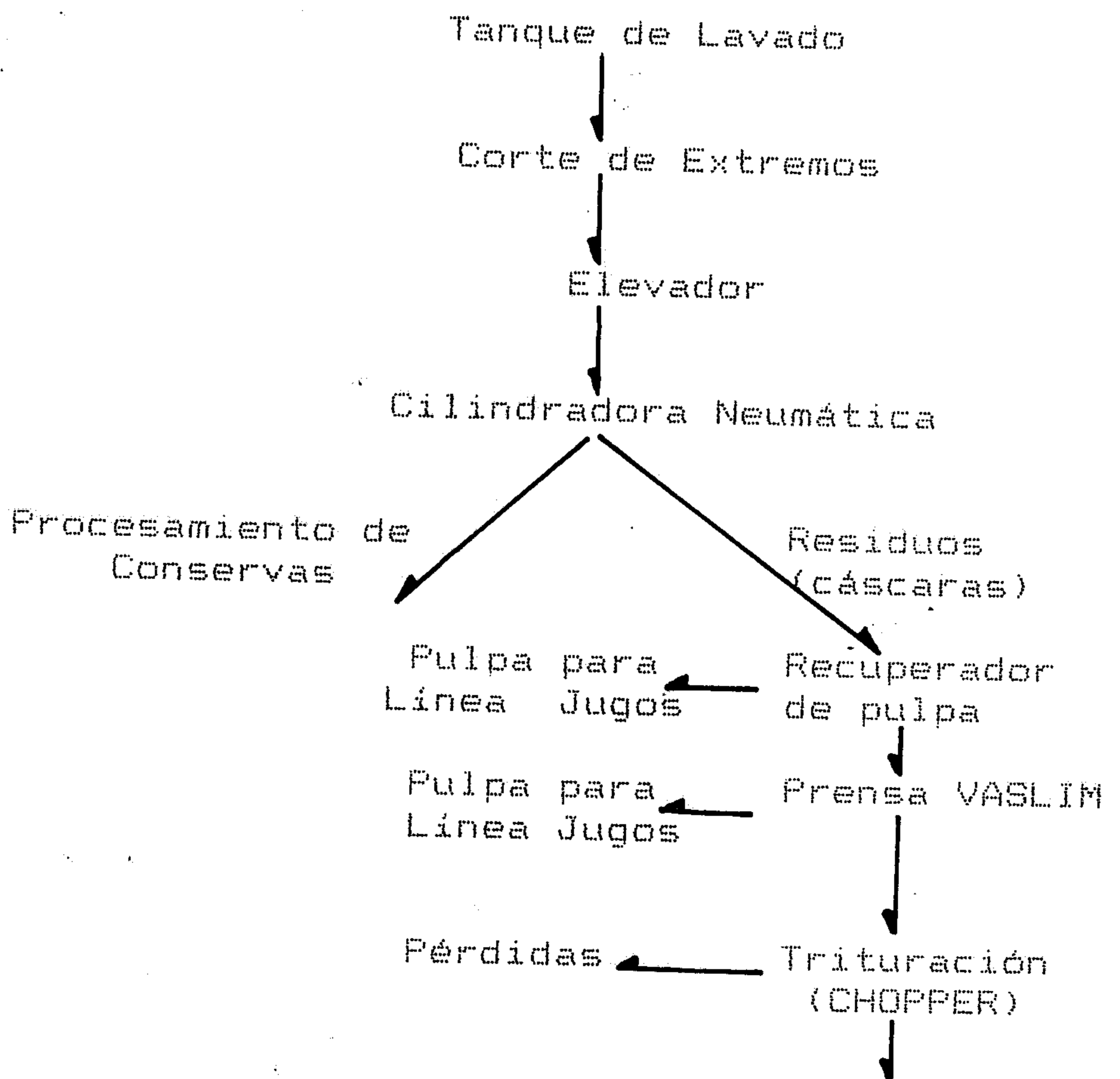
CUADRO - 36

Residuos	Kg. de Residuos Promedio / día	% Promedio / día
Piña	5,234.4	43.62
Maracuyá	3,847.2	32.06
Naranja	2,696.4	22.47
Otros	222.0	1.85
<b>TOTAL</b>	<b>12,000.0</b>	<b>100.00</b>

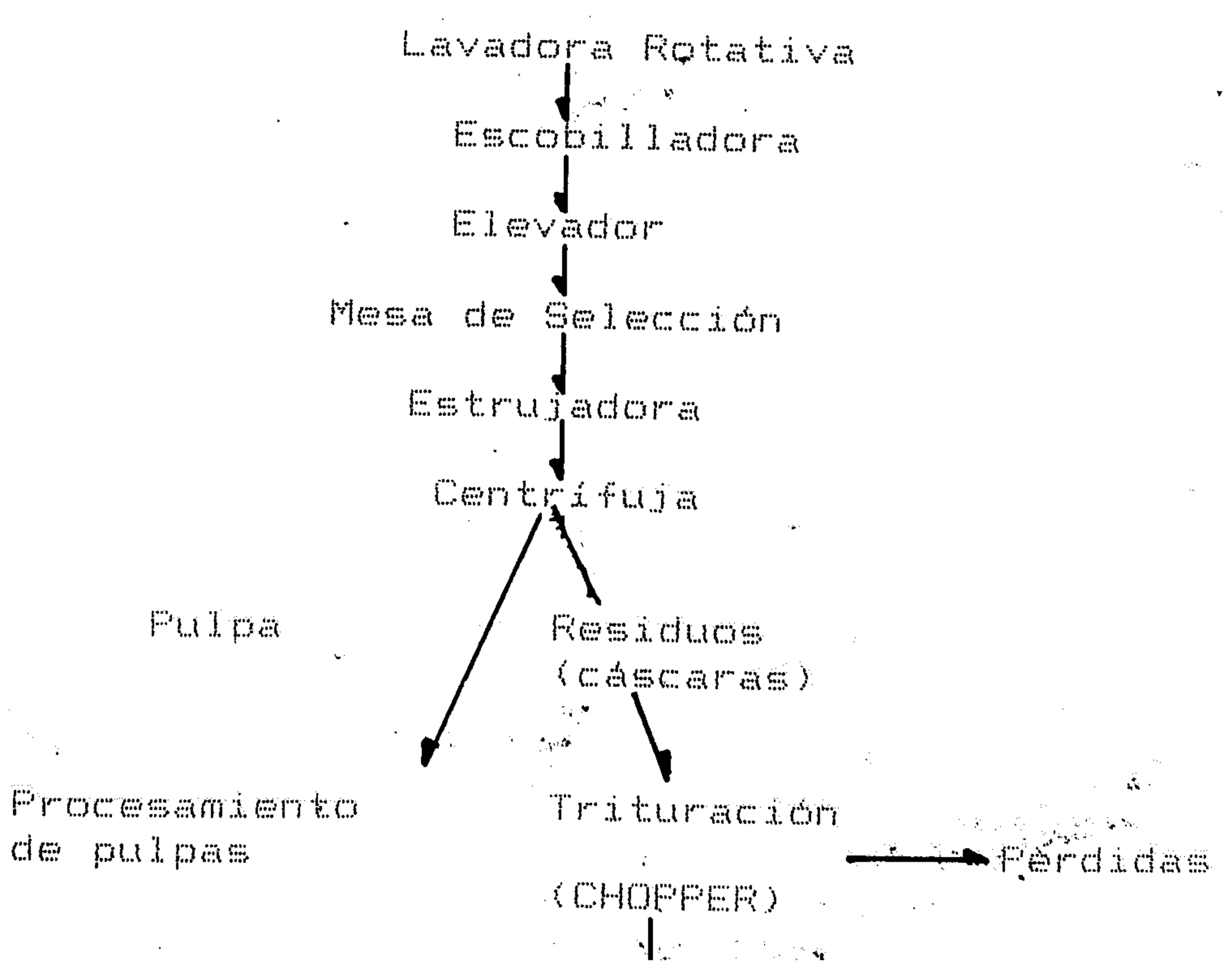


B. Diagrama de flujo - procesamiento de Frutas y Residuos

a. Línea de Conservas: Piña



b. Línea Jugos y Néctares: MARACUYA







b. Cáscaras de MARACUYA

- TRITURACION (CHOPPER) :  
 :  
 : a  
 -----  
 : :  
 : :  
 -----  
 :  
 :  
 : b

Entrada

Salida

a (cásc.)=3,847.2 Kg.

b (cásc.) = 3,679.7 Kg.  
 (pérdidas)= 167.5

-----  
 Total= 3,847.2 Kg

-----  
 Total = 3,847.2 Kg

c. Cáscaras de NARANCJA

- TRITURACION (CHOPPER) :  
 :  
 : a  
 -----  
 : :  
 : :  
 -----  
 :  
 :  
 : b

Entrada

Salida

a (cásc.)=2,696.4 Kg.

b (cásc.) = 2,639.4 kg  
 (pérdidas)= 57.0

-----  
 Total= 2,696.4 Kg

-----  
 Total = 2,696.4 Kg

- PRENSA VASLIM

```

:
:
: b
-----
:
:
:
: c

```

Entrada	Salida
a (cásc.)=2,639.4 Kg.	b (cásc.) = 2,075.0 kg (pérdidas)= 564.4
<hr/>	<hr/>
Total= 2,639.4 Kg	Total = 2,639.4 Kg

Resúmenes de residuos hasta el momento:

Cáscara de Piña:	2,837.0 Kg	23.64%
Cáscara de Maracuya:	3,679.7 Kg	30.66%
Cáscara de Naranjas:	2,075.0 Kg	17.29%
Otros :	98.3 Kg	0.83%
	<hr/>	<hr/>
	8,690.0 Kg	72.42%

Según el cuadro - 15, analizados a nivel de laboratorio y después de pre-fermentarse queda:

Cáscara de Piña :	1,239.5 Kg	20.33%
Cáscara de Maracuya:	3,099.2 Kg	25.82%
Cáscara de Naranjas:	2,368.7 Kg	0.41%
Otros :	49.1 Kg	0.41%
	<hr/>	<hr/>
	6,756.5 Kg	56.30%

Para cargar los digestores con los materiales seleccionados, a una relación C/N de 30.2, según cuadro - 15 se

TIEMPO DE RETENCION, (dias)

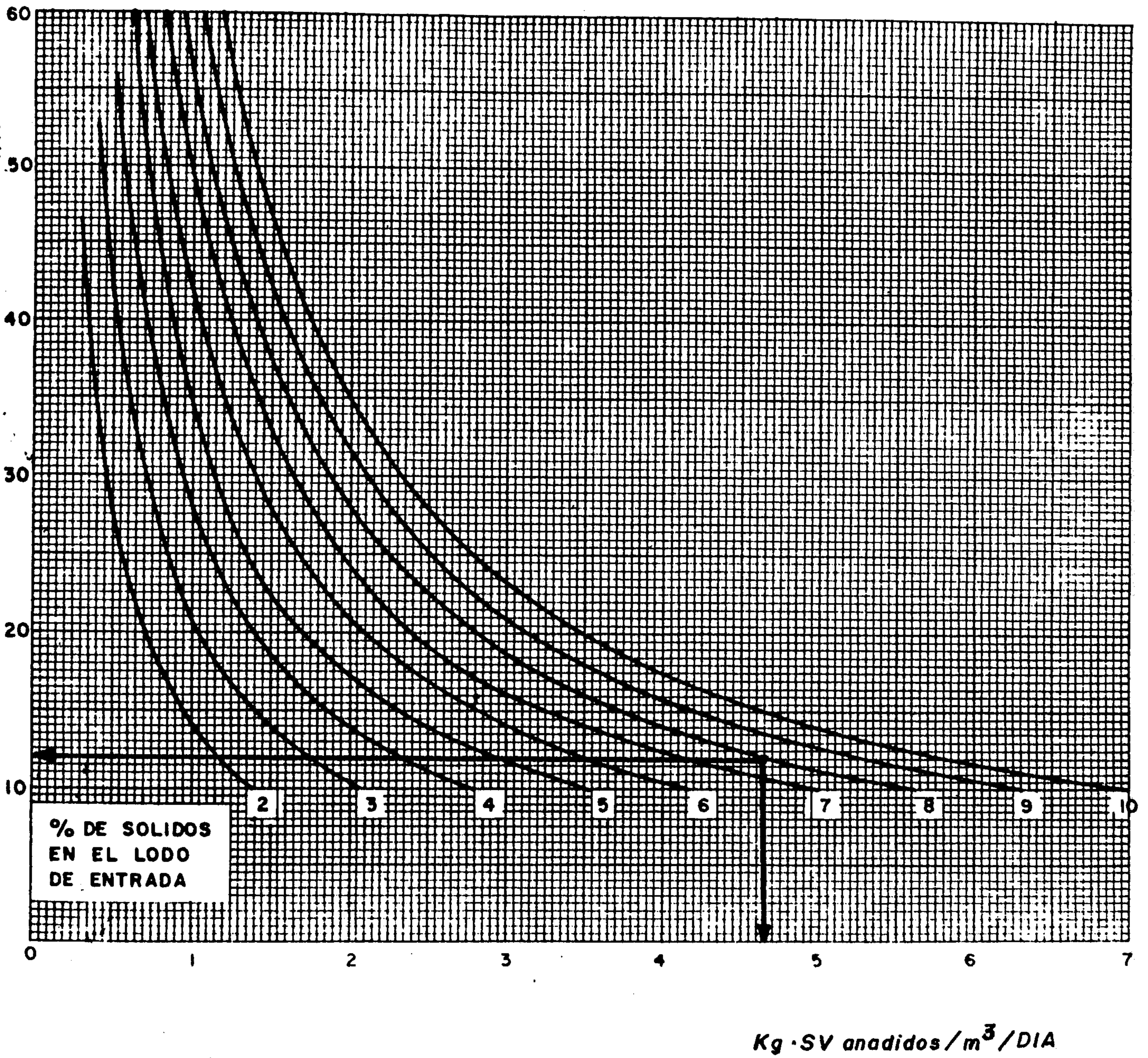


FIGURA N° 28

RELACION ENTRE CARGA, PORCENTAJE DE SOLIDOS EN EL LODO Y PERIODO DE RETENCION

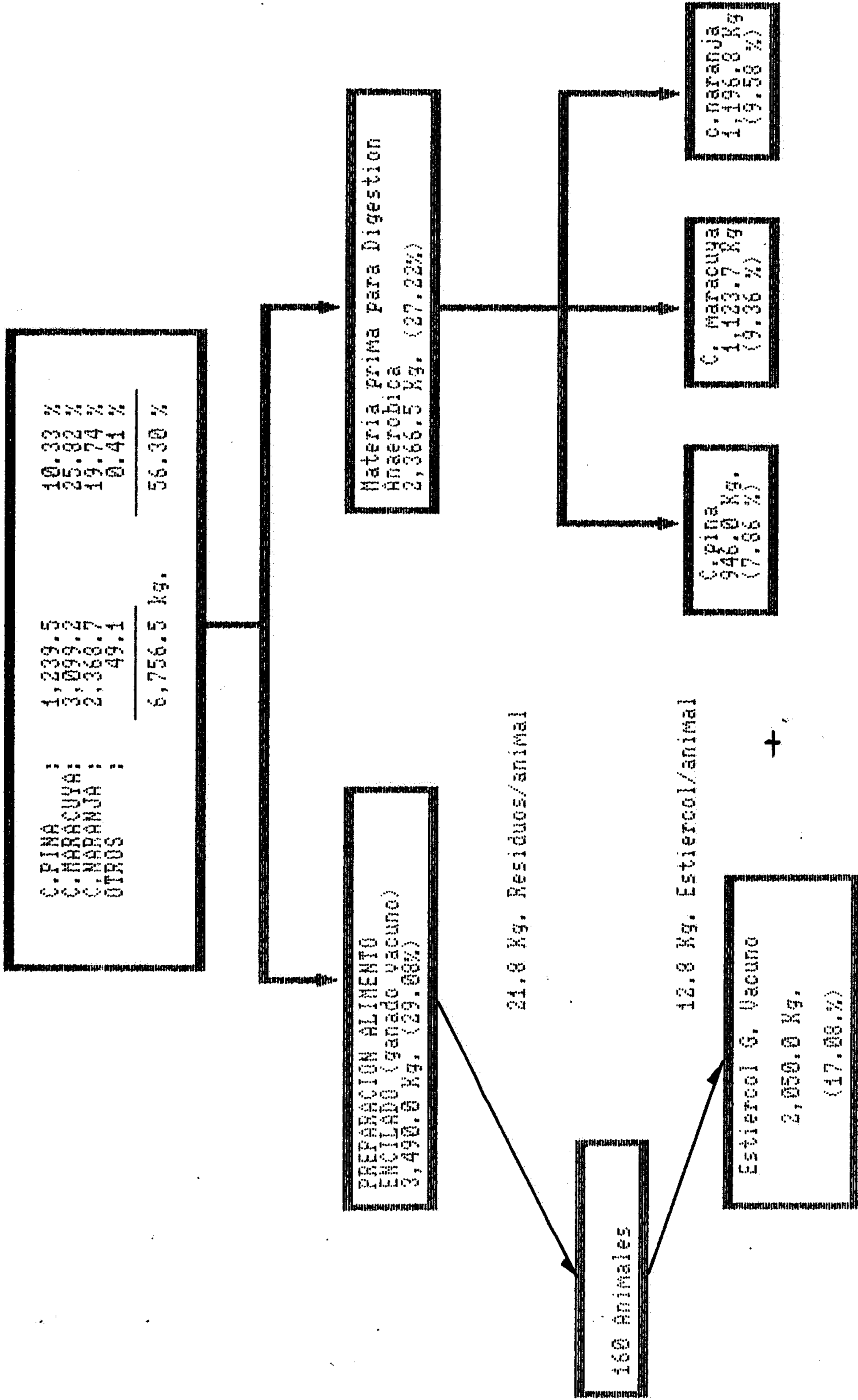
concluye que será necesario disponer de 5,316.0 Kg/día de materia orgánica (véase cuadro - 37)

La carga orgánica en este proceso, el trabajo de digestión está medido por el porcentaje de sólidos volátiles reducidos, por consiguiente la mejor forma de representar la carga orgánica es en términos de kilogramos de sólidos volátiles añadidos por día por metro cúbico de digestor (Kg. S.V. añadido/m<sup>3</sup>/día).

En esta forma se está asumiendo que los sólidos añadidos representan el substrato o comida a ser usado por los microorganismos del proceso. Esta suposición es muy razonable desde el punto de vista de la ingeniería.

Bajo las suposiciones indicadas se observa en la figura-28, que la carga orgánica y el periodo de retención están interrelacionados. Los valores más recomendables para la carga orgánica están indicadas en el siguiente cuadro.

RESUMEN DE BALANCE DE MATERIALES



Carga Organica (NO) = 5,316.0 Kg/dia

Agua de Dilucion (AD) = 9,000.0 Kg/dia

Lodo (T<sub>f</sub>) = 14,316.0 Kg/dia



## CUADRO - 38

VALORES RECOMENDADOS PARA CARGA ORGANICA  
EN DIGESTION ANAEROBICA

Tipo de digestor	Lb.s.v. Pie <sup>3</sup> x dia	Kg.s.v. m <sup>3</sup> x dia
Carga baja:	0.02 - 0.10	0.32 - 1.6
Carga alta:	0.10 - 0.30	1.60 - 4.8

Carga de 0.65 - 2.4 Kg.s.v./m<sup>3</sup>/dia son recomendables para digestores de carga baja y de carga alta respectivamente (20).

Para llegar a los resultados del cuadro - 37, se han seguido las mismas secuencias para cuando se tratò a nivel de laboratorio en el capitulo anterior, para ello han sido necesasrios los cuadros 15 y 3; para una disolución de 8.0% de sólidos totales. Esto se resume a una mezcla de:

$$\frac{\text{Cantidad de agua } 9,000.0 \text{ Kg/dia}}{\text{Cant.de residuos } 5,316.0 \text{ Kg/dia}} = 1.693$$

3.3.2.3 TIEMPO DE RETENCION (Tr)

Es el lapso durante el cual el material

de fermentación permanece en el digestor, cumpliendo una digestión óptima. El tiempo de retención puede acortarse si se calienta el digestor (véase fig. 25), por la extrema dependencia de la velocidad de fermentación respecto de la temperatura y de una mezcla homogénea del lodo.

Sim embargo el tiempo de resistencia óptima no coincide necesariamente con el tiempo de resistencia real, debido a la dificultad de determinar experimentalmente para cada digestor las condiciones óptimas de degradación.

La importancia del uso del periodo de retención como parámetro de diseño habia sido destacado por Ranking en 1948 (21) en la siguiente forma:

"El volumen del lodo crudo añadido y su periodo de retención en el digestor parece guardar una relación cercana a la eficiencia del proceso expresado como la reducción de materia volátil. Eso parece ser verdad independientemente del tipo de lodo". y además expresa:

"El periodo de retención del lodo ofrece una medida común para el diseñador y el operador, en la evaluación del trabajo de

un digestor".

En vista de que este parámetro interviene indirectamente en la cuantificación de los otros anteriormente discutidos se omite mayor discusión sobre este aspecto. Sin embargo, merece la pena introducir la discusión sobre una serie de fórmulas que aparecen en la literatura sobre digestión. Todas esas fórmulas utilizan el periodo de retención como parámetro de dimensionamiento.

$$Tr = \frac{V_2}{V_3}, \text{ dias } \dots\dots\dots(3.0)$$

Donde:

$V_2$  = Volumen del tanque de fermentación,  $m^3$

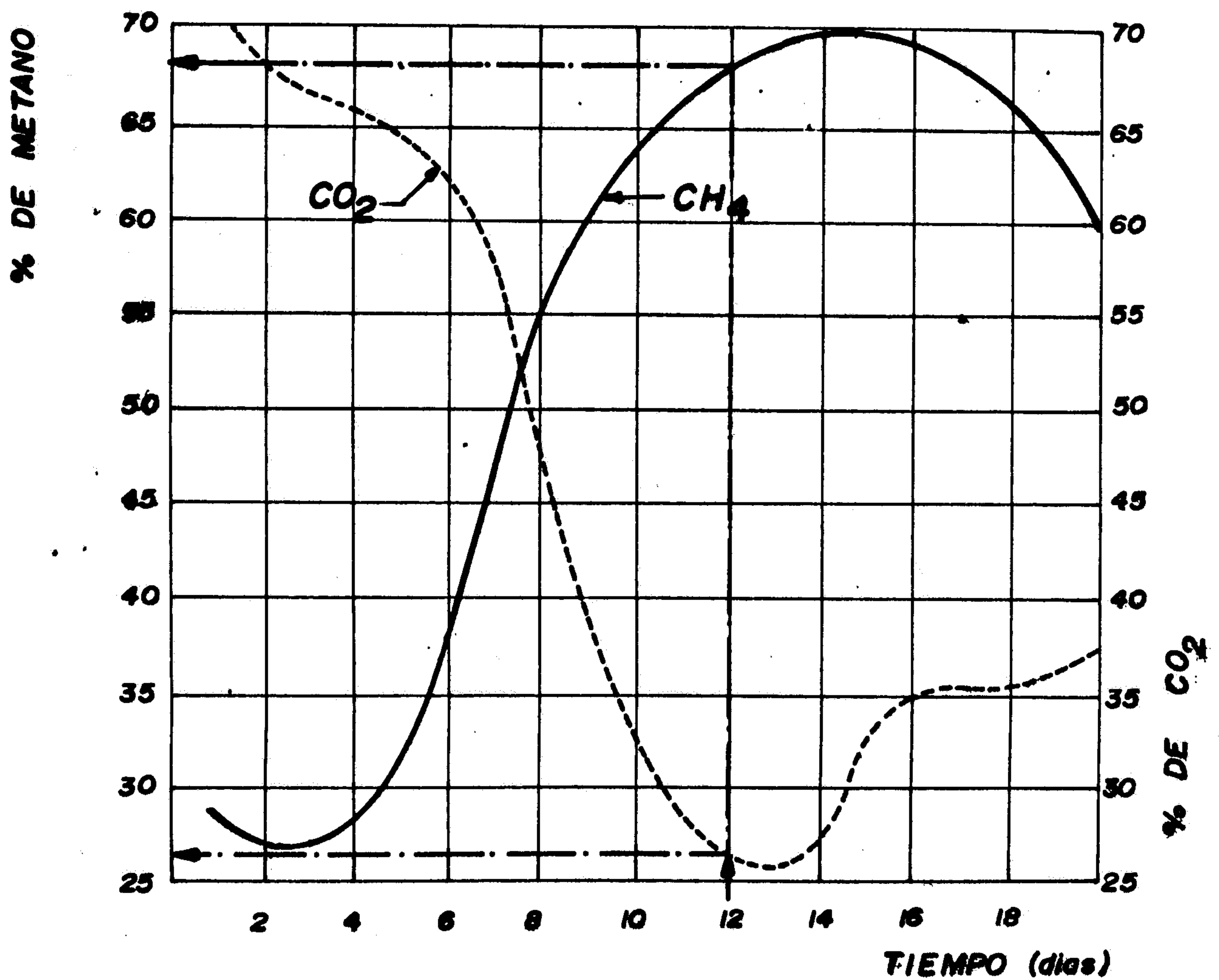
$V_3$  = Volumen de carga orgánica diaria,  $m^3/\text{dia}$ ,

Prácticamente el usuario se fija un tiempo de resistencia hidráulico determinado. Para condiciones termofílicas (40 - 60 °C), el Tr varia entre 8 y 20 dias. Nosotros fijaremos para un término de 12 dias y con ello se estarán garantizando a lograrse una buena composición del biogas.

(Véase la figura 29).

FIGURA N° 29

**COMPOSICION DEL BIOGAS EN FUNCION DEL  
TIEMPO DE RETENCION  
(a condiciones hasta 50 °C)**



FUENTE : INSTITUTO DE INVESTIGACIONES ELECTRICAS  
IIE - MEXICO (1978)

3.3.2.4 VOLUMEN DEL DIGESTOR (V<sub>2</sub>) Y DIMENSIONES

El comite de la A.S.C.E (Sanitary Engineering Division) propuso un método de calcular el volumen del digestor basado en el volumen digerido, asumiendo que la reducción de materia volátil es lineal con el tiempo (22).

La expresión para adición y retiro constante se deriva en la siguiente forma:

$$V_2 = \left[ \begin{array}{cc} \text{Volumen} & \text{Volumen} \\ \text{de lodo} & \text{de lodo} \\ \text{crudo/día} & \text{digerido/día} \end{array} - \frac{1}{2} \right] \times T_r$$

Otras expresiones han sido formuladas por varios investigadores, se cree que la presentación de ellas sería redundantes.

El tamaño del digestor (tanque de fermentación) puede determinarse multiplicando el tiempo de retención (T<sub>r</sub>) por el volumen de material que debe añadirse cada día (V) para producir la cantidad requerida del biogas (G<sub>0</sub>).

$$V_2 = T_r \times V_3 \text{ ó } V_2 = T_r \times \left[ \frac{MD + AD}{1000 \times \delta} \right] \dots \dots \dots (3.1)$$

Donde:

$V_2$  = Volumen de alimentación diaria al  
digestor,  $m^3$ /día.

MO = Carga orgánica, 5316.0 Kg/día

AD = Agua de disolución añadida,  
9000. Kg/día

Tr = Tiempo de retención, 12 días

1

-----= Factor de conversión de carga a  
1000 volumen para concentraciones de  
sólidos de 6 - 9 %  $m^3$ /Kg.

$\delta$  = Densidad de  $V_2$ , (Kg/lt), para diso-  
luciones de 6-9% de sólidos tota-  
les en la mezcla en fermentación,  
 $\delta$  difiere poco de la unidad  
( $\delta=1.0$ ).

Luego, reemplazando valores en (3.1)  
tenemos:

$$V_2 = 172.0 m^3$$

La Khadi and Village Comission de Bombay  
ha desarrollado diseños entre 2 y 140  $m^3$   
de capacidad (23), entonces no tendríamos  
ningún inconveniente a considerarse dos  
(02) digestores cuyas capacidades y de la  
forma de éste; como es de forma

cilíndrica serà de suma importància calcular el diàmetre interior ( $D_1$ ) y la altura útil ( $H_1$ ).

Para calcular estas dimensiones se debe considerar las siguientes relaciones (23):

a. Factor  $K_p$  o Factor promedio

$$K_p = \frac{V_1}{G_1} = \frac{86.0}{43.0} = 2.0 \dots\dots\dots(3.2)$$

$V_1$  = Volumen de cada digestor, 86.0 m<sup>3</sup>

$G_1$  = Vol. de biogas necesario para el consumo, 43 m<sup>3</sup>

$K_p$  = està en funci3n de:

- Tipo de materia prima
- Temperatura (tem. mayor, mayor  $K_p$ ), mäs gas.
- Concentraci3n de mezcla (mayor concentraci3n, menos biogas).
- Relaci3n C/N (30.1).

b. Volumen útil de Digestor ( $V_1$ ):

$$V_1 = K_p \times G_1$$

c. Relaci3n entre ( $D_1$ ) diàmetre interior y altura útil.

( $H_1$ ) de digestor:

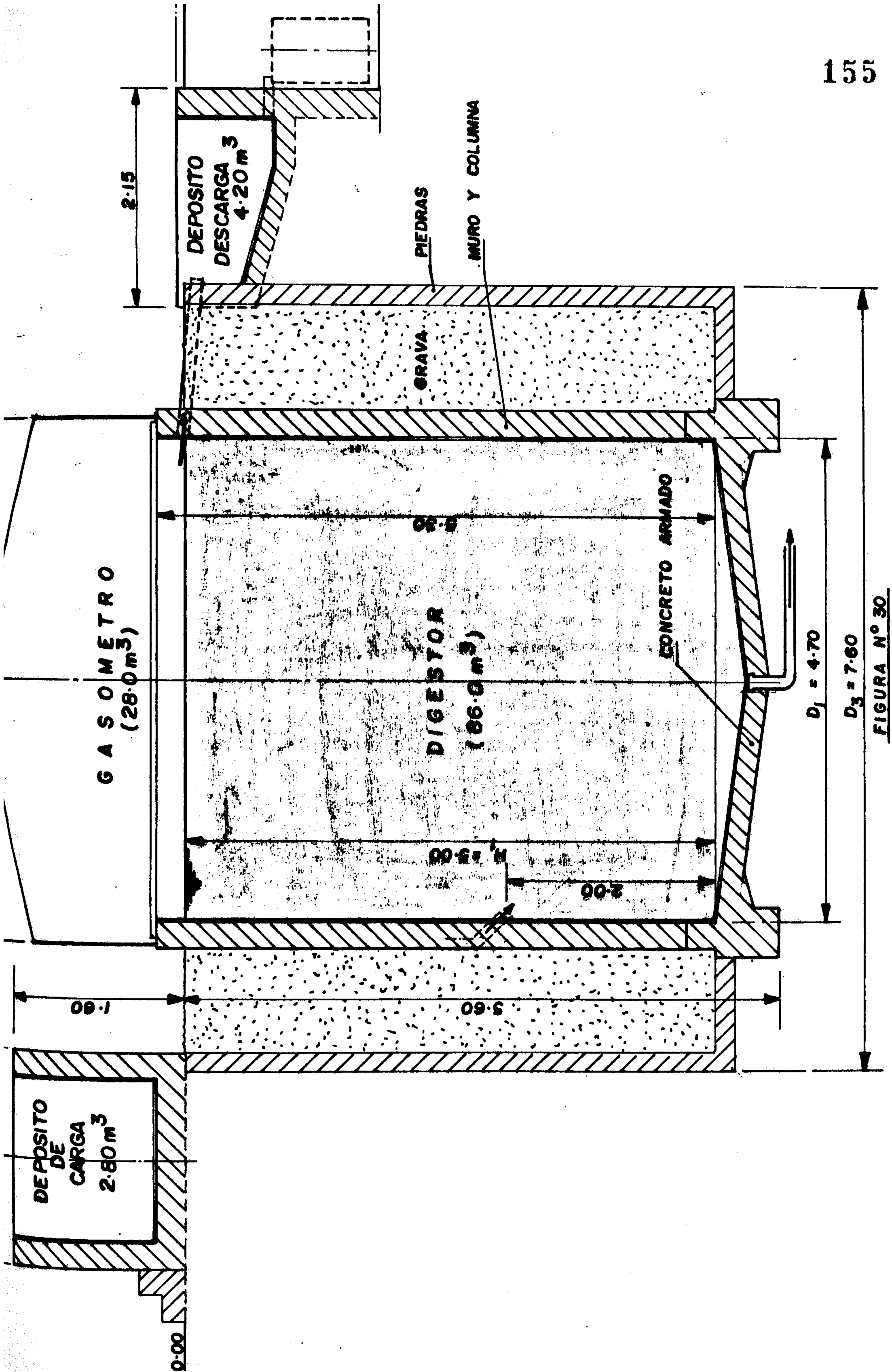


FIGURA N° 30

DIGESTOR TIPO HINDU CON GASOMETRO FIJO



$D_1/H_1$  entre 0.66 y 1.0

Para nuestro caso se fijará:

$$D_1/H_1=0.94 \dots \dots \dots (3.3)$$

Con la fórmula del volumen de un cilindro tenemos:

$$V_1 = \frac{\pi D^2}{4} \times H_1 \dots \dots \dots (3.4)$$

Considerando la relación anterior; reemplazando valores

se tiene :  $D_1 = 4.70 \text{ m.}$

Por tanto:  $H_1 = 5.00 \text{ m.}$

A esta altura se adiciona 0.30 m para evitar derrame de materia prima por los bordes, con lo que se tiene finalmente  $H = 5.30 \text{ m.}$

(vease figura - 30)

### 3.3.2.5 METODO CONSTRUCTIVO DEL DIGESTOR, TECNICAS DE ALBAÑILERIA

Es conveniente y muy importante conocer la estructura básica de diseño, construcción y operación del tipo de digestor; debido a que existe diferentes tipos de tecnología, con distintas aplicaciones adaptables tanto a las necesidades del usuario como al empleo de los materiales disponibles del lugar, en

este caso para la ubicación y construcción deben tenerse presente que uno de los aspectos decisivos es el tipo de calidad del terreno.

Desde este punto de vista granulométrico, el suelo se clasifica en función de los porcentajes de arcilla, limo y grava que contengan. Si el suelo previsto para la construcción del digestor es de naturaleza esencialmente arcilloso se facilita la construcción mediante vaciado integral de concreto. En cambio, la presencia de piedras grandes o la naturaleza esencialmente arenoso del terreno impide dicha constructiva, es preferible optar por la construcción con ladrillos.

#### I. FORMA Y CARGA ESTÁTICA

Una planta de biogas debe ser impermeable al agua. El depósito de gas no debe tener fugas, por esas razones en una planta no debe formar grietas, pero obras de mamposterías o de concreto están siempre expuestas a que aparezcan grietas. Si ellos ocurre, se puede intentar que las grietas se mantengan pequeñas y se puedan controlar en que

parte pueden aparecer. (24)

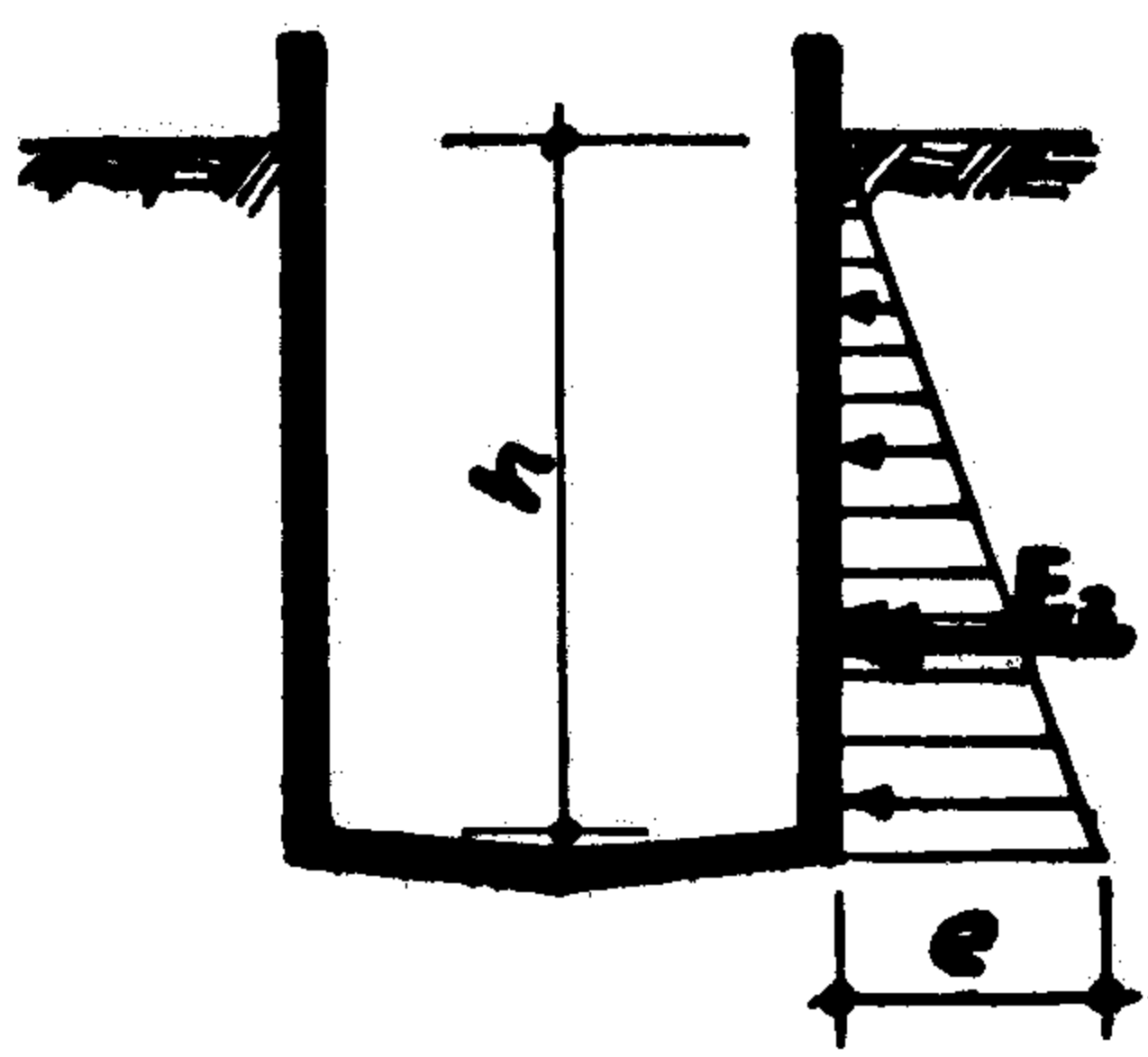
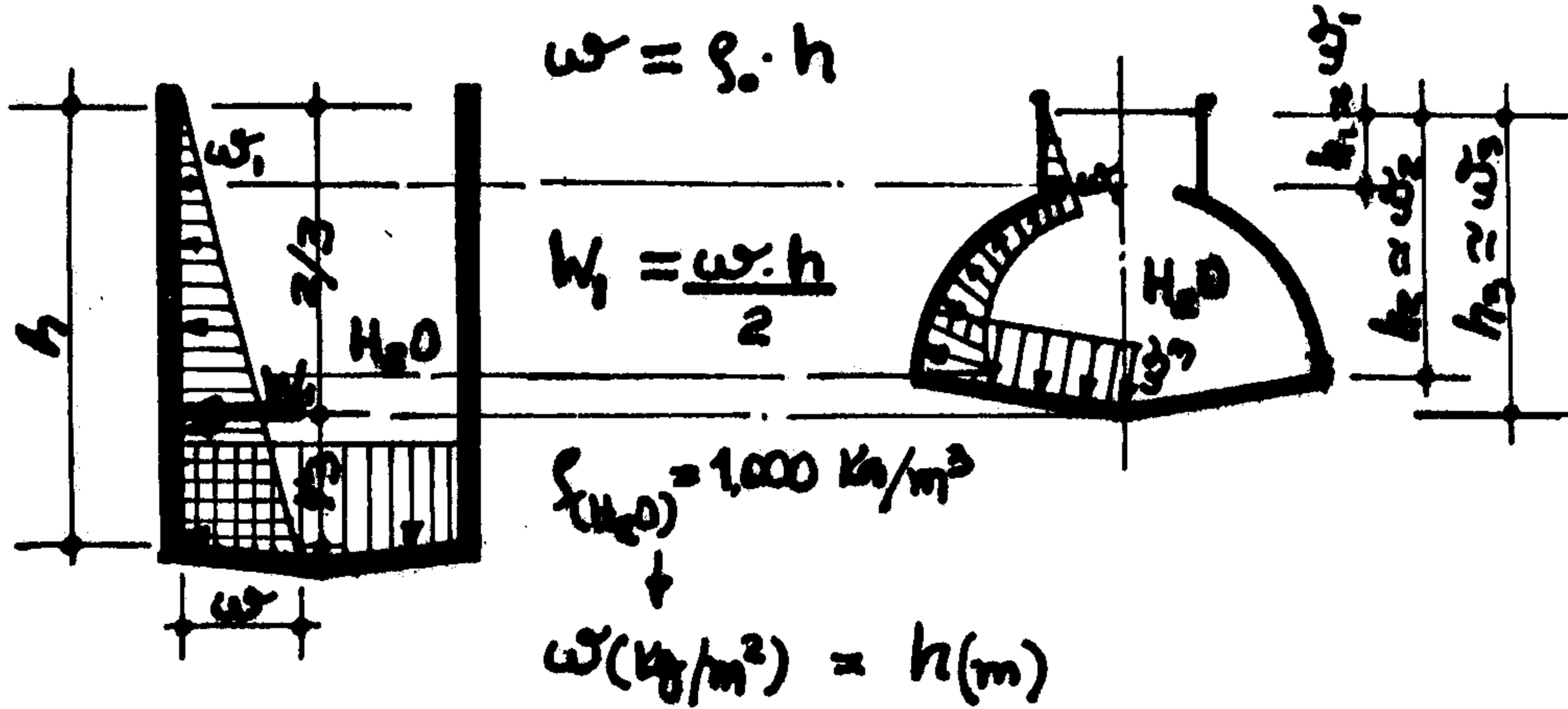
Las grietas aparecen siempre en aquellos sitios, donde las intensiones por tracción son más fuertes. Tensiones por tracción se originan en : Fuerzas de tracción, flexión, desplazamiento y cambios de temperatura. Cuando se endurece el mortero o el concreto, se forman grietas por contracción.

Las tensiones son fuertes cuando las fuerzas "externas" (presión de tierra, presión hidráulica, peso propio y peso de carga) son grandes.

Las tensiones son muy fuertes en aquellas partes donde las fuerzas "internas" (fuerza de flexión, fuerza verticales, fuerzas de gravedad y fuerza de torsión) son muy grandes.

Como una forma de construcción apropiada se puede disminuir la fuerzas "externas". En una planta de biogas plana se forma menos presión hidrostática y menos presión de Tierra. Ambas presiones dependen directamente de la altura (véase fig. 31).

Igualmente, se pueden disminuir las fuerzas "internas" con una forma de



$e = \rho \cdot h \cdot \beta$   
 $E_2 = \frac{e \cdot h}{2}$



	$\alpha$	$\beta$	$\rho$
a	20°	0.49	2.2
b	30°	0.33	2.0
c	40°	0.22	2.1

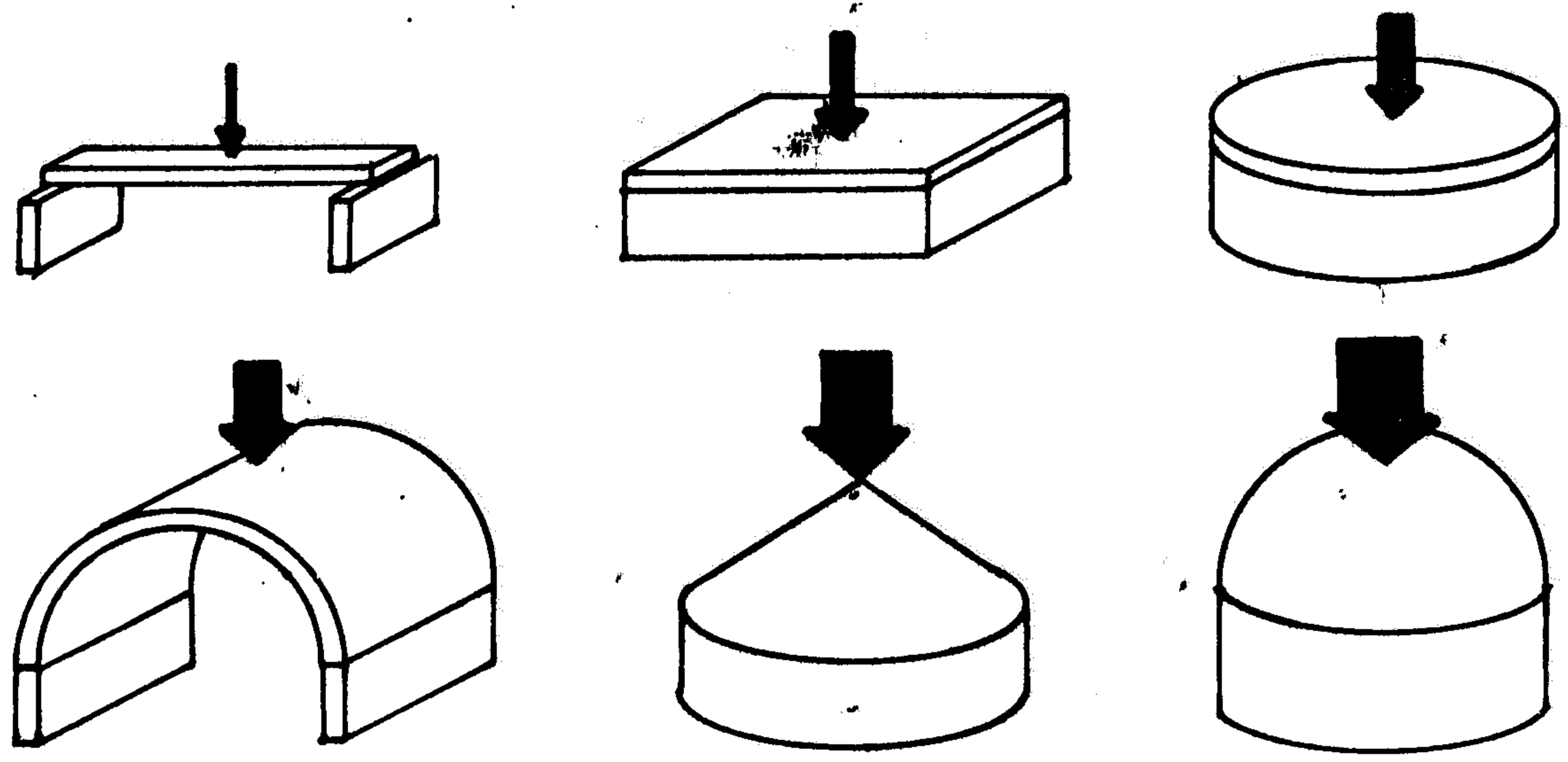
$t/m^3$

La presión hidráulica depende de la altura, la cantidad de agua no tiene ninguna influencia sobre la presión.

La presión de la tierra depende de la altura, del ángulo de talud ( $\alpha$ ) y de la densidad de la tierra:

- a) arcilla blanda y arena arcillosa
- b) arena pura
- c) matga o murra

**FIGURA Nº 32**



**FORMA Y CAPACIDAD DE CARGA**

FUENTE : "La planta de Biogas"  
 LUDWIG SASSE  
 RFA - 1984

construcción apropiada. Si las fuerza "externas" se suman en una sola dirección se forman grandes "fuerzas internas". Este es el caso de todas aquellas superficies curvas, las llamadas cascos. (véase figura - 32).

Si un elemento de la construcción es sometido a presión no se formarán grietas. La presión hidrostática del lodo de fermentación esta orientada hacia afuera. la presión de la tierra esta orientada hacia adentro. Si ambas presiones se presentan dentro del margen dado, se alivia la carga de la construcción.

## II. VENTAJAS Y DESVENTAJAS DEL USO DE LADRILLOS

El principal problema que encuentra la construcción de un digestor con ladrillos es la obtención de los mismos.

Los ladrillos cerámicos (de arcilla cocida) son los más recomendables para las edificaciones; sin embargo, su obtención no resulta fácil en lugares apartados de los centros poblados; que son precisamente los lugares donde se justifica más la construcción de

digestores. Puede adoptarse por usar ladrillos fabricados con cemento y hormigón fino, cuya elaboración puede hacerse en el mismo lugar donde se construye el digestor, para lo cual se transportarán el cemento y lodo agregados.

En la construcción de un digestor con ladrillos, la unión de la pared resulta crítica, por el hecho de reunir dos formas geométricas diferentes que estructuralmente responden de diversas maneras a los esfuerzos externos.

La mayor ventaja del uso de ladrillos está en el abaratamiento de los costos que se pueden lograr, a igualdad de condiciones, con respecto al digestor de vaciado integral de concreto.

### III. METODO CONSTRUCTIVO DEL DIGESTOR TIPO HINDU (25)

- Nivelación y demarcación del terreno:  
Escogido el terreno, será necesario efectuar su limpieza previa, para permitir el replanteo o trazado. Normalmente uno de los ejes horizontales coincidirá con el eje de carga y descarga de materia prima.

- Excavación integral: Sobre la base del trazo se procederá a efectuar la excavación del terreno, hasta una profundidad H que depende de las dimensiones del digestor. H = 5.60 para el digestor de 86.0 m<sup>3</sup>.

#### A. VACIADO LOSA DEL FONDO

La preparación del concreto es a base de una mezcla de cemento, arena gruesa, piedra chancada, 1/2" max. y agua. Se puede usar una dosificación de 1:2:3, con lo que se logra una resistencia del concreto a la rotura  $f_c = 175$ . Kg/cm<sup>2</sup>.

A continuación se presenta un cuadro que muestra las dosificaciones volumétricas más usadas en este tipo de obras.

CUADRO - 39  
DOSIFICACION VOLUMENTRICA

CEMENTO-ARENA-PIEDRA	:	:	:	:	:	:	:	:		
	:	:	:	:	:	:	:	:		
	:	Considerando 5%			:	:	:	:		
Cemento: Bolsa 42.5 Kg	:	de desperdicios			:	:	:	:		
Arena : Tipo gruesa	:	:	:	:	:	:	:	:		
Piedra : Max. 1/2"	:	:	:	:	:	:	:	:		
	:	:	:	:	:	:	:	:		
MEZCLA	:	CEMENTO	:	ARENA	:	PIEDRA	:	AGUA	:	PROPORCION. DE
TIPO	:	Bolsa	:	m <sup>3</sup>	:	m <sup>3</sup>	:	Gal/B.C.	:	AGREGADOS
	:	:	:	:	:	:	:	:	:	:
0. Kg/cm <sup>2</sup> :	:	7.88	:	0.472	:	0.827	:	7. 1/2	:	1 : 2 : 4
5. Kg/cm <sup>2</sup> :	:	9.00	:	0.478	:	0.717	:	6. 3/4	:	1 : 2 : 3
0. Kg/cm <sup>2</sup> :	:	10.00	:	0.546	:	0.552	:	6.	:	1 : 2 : 2

Las principales cargas en la estructura son las verticales, y estas son cargas

muertas ( $W_D$ ) y cargas vivas ( $W_L$ ).  
 También pueden actuar cargas horizontales, tales como el viento ( $W_V$ ) y sismo ( $W_E$ ); y además asentamientos de apoyos, temperatura, etc., todas estas cargas se denominan cargas de servicio.  
 . (26)

a. Cálculo del peso de losa por ml  
 (C.Servicio)

Datos y especificaciones:

.Reservorio forma circular

. $Y_c = 2,400 \text{ Kg/m}^3$  (peso del concreto armado)

. $Y_m = 1,500 \text{ Kg/m}^3$  (Peso del muro)

. $f_c = 175. \text{ Kg/cm}^2$  (resistencia del concreto a la rotura a los 28 días Standard ASTM)

. $f_y = 4,200 \text{ Kg/cm}^2$  (Esfuerzo de fluencia del acero)

. $\sigma_t = 1.2 \text{ Kg/cm}^2$  (Resistencia del suelo)

. $D_1 = 4.70 \text{ m}$ ,  $t=0.25 \text{ m}$

. $d = 0.20 \text{ m}$  (Asumido - espesor de losa)

. $W_D =$  Carga muerta ( $W_{PP} + W_{PE}$ )

. $W_L =$  Carga viva



. $W_c$  = Peso del concreto

. $W_{pp}$  = Peso propio

. $W_{pt}$  = Peso piso terminado

. $W_m$  = Peso de muro

. $L$  = Longitud de circunferencia

. $h_m$  = Altura del muro

. $A_p$  = Area promedio del reservorio

$$W_c = \frac{(W_D + W_L)}{L} \times A \dots\dots\dots(3.5)$$

$$W = W_c + W_m \dots\dots\dots(3.5.1)$$

$$L = \pi \times D, \quad A = \frac{\pi D^2}{4}$$

$$W_{pp} = d \times Y_c = 0.20 \times 2400 = 480.0 \text{ Kg/cm}^2$$

$$W_{pt} = 100. \text{Kg/cm}^2$$

$$.W_D = 580. \text{Kg/cm}^2$$

$$.W_L = 150. \text{Kg/cm}^2$$

Reemplazando en (3.5) se tiene:

$$W_c = 903.5 \text{ Kg/mL}$$

$$W_m = t \times h_m \times Y_m = 0.25 \times 4.95 \times 1,500 \\ = 1,856.5 \text{ Kg/mL}$$

Reemplazando en (3.5.1) se tiene:

$$W = 2,760.0 \text{ Kg/mL}$$

b. Espesor de la Losa del fondo (d)

$$d = \frac{1.1 \times W}{\sigma_c} \dots\dots\dots(3.5.2)$$

Reemplazando en (3.5.2) se tiene:

$$d = 0.253 \text{ m.}$$

Se puede admitir un espesor de 0.25 m.

La posibilidad de la falla en rotura dependerá directamente de la cuantía de acero que se puede presentar, o lo que es lo mismo, dependen de su cuantía de acero que se puede presentar, o lo que es lo mismo, dependen de su cuantía. ( $\rho$ )

$$(\rho) = \frac{A_s}{bd}$$

Si:  $\rho < \rho_b$  : la falla es por fluencia del acero

Si:  $\rho > \rho_b$  : la falla es por aplastamiento del concreto

Si:  $\rho = \rho_b$  : la falla es balanceada

Donde  $\rho_b$ : Cuantía balanceada, es decir, una cantidad de acero que nos permita que la falla son simultáneamente por fluencia del acero y aplastamiento del concreto.

Ahora bien; si la falta es por aplastamiento del concreto, esto se produce repentinamente y de naturaleza casi explosiva, en cambio si la falla es por fluencia del acero, esto es

gradual y esta será precedida por signos visibles de averías; como el ensanchamiento y alargamiento de las grietas.

Es por esto que es buena práctica dimensionar de tal manera que, en caso de que sean sobrecargadas, la rotura se inicie por fluencia del acero ( $f < f_b$ ). Vistas estas consideraciones, el A.C.I. y el reglamento peruano especifican:

$$f_{max} = 0.75 f_b$$

$$f_{min} = \frac{14}{f_y}$$

Nosotros vamos a considerar la distribución de fierro tanto en el sentido radial como anular por cuantía mínima.

$$A_{smin} = \frac{14}{4,200} b \times d/2 \dots\dots\dots(3.5.3)$$

Reemplazando valores se tiene:

$$A_{smin} = 2.0875 \text{ cm}^2/\text{m}$$

c. Separación de fierros (s)

$$s = \frac{A_s}{A_{smin}} \times b \dots\dots\dots(3.5.4)$$

## CUADRO - 40

ALTERNATIVAS DE DISTRIBUCION DE ACERO

ACERO	SECCION $A_{es}$ : $cm^2$	SEPARACION S : $cm.$
Ø 1/4"	0.32	15.0
Ø 3/8"	0.71	34.0
Ø 1/2"	1.27	60.0
Ø 5/8"	1.98	95.0

Como la zona de compresión es resistido por el concreto y la tracción por el acero, eligiremos la distribución con fierros de Ø 3/8" (véase plano PE-002)

c. Materiales necesarios

Concreto:

Cimientos : Conc. ciclope 1:10 +  
30% de P.G.

Sobrecimientos: Conc. ciclope 1:8 +  
25% de P.M.

Se obtiene un volumen de concreto de 6.56  $m^3$ , que sumando al desperdicio normal estimado en 20%, se obtiene:

$$V_c = 7.87 \text{ m}^3$$

Tomando con referencia los cuadros 39 y

40 se tiene:

Cemento :  $7.87 \times 9 = 71$  bolsa

Arena tipo gruesa:  $7.87 \times 0.478 = 4 \text{ m}^3$

Piedra máx. 1/2" :  $7.87 \times 0.717 = 6 \text{ m}^3$

Piedra grande :  $4 \text{ m}^3 + 3.5 = 7.5 \text{ m}^3$

Agua :  $7.87 \times 6.75 = 53$ . galones/B.C.

Fierro  $\emptyset$  3/8" : 33 unid.

(11 anular y 12

radiales) = 172.5 Kg.

Alambre # 16 : 2 Kgr.

#### B. PARA EL MURO Y COLUMNAS

Las paredes pueden comenzarse al levantarse al día siguiente del vaciado del fondo, sin embargo, es deseable esperar unos 3 días. No es conveniente levantar toda la pared en un sólo día, sobre todo si su altura sobrepasa 1.0 m porque se presentarán deformaciones en el mortero; conforme se va levantando la pared es recomendable ir llenando con arena (u otro material que servará de cubierta del digestor) los espacios que quedan entre la pared y el terreno.

Para la pared de mampostería se usarán ladrillos K.K. de  $0.09 \times 0.12 \times 0.24$ .

$$\begin{aligned}
 \text{Arena del muro} &= \text{arena total de pared} \\
 &\quad - \text{area de columnas} \\
 &= \pi \times 4.95 - 0.25 \times 5.00 \\
 &= 70.0 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Por cada m<sup>2</sup> de muro asentados con ladrillos de cabeza, se requieren 80 ladrillos, con morteros en juntas de 1. cm. de espesor tanto horizontal como verticalmente.

- Para toda la pared se requiere:

$$\begin{aligned}
 80 \text{ uu/m}^2 \times 70. \text{m}^2 &= 5,600 \text{ uu} + 25\% = \\
 &7000 \text{ ladrillos.}
 \end{aligned}$$

Con dosificación del mortero de 1:10, se requiere:

$$0.01 \text{ m}^3/\text{m}^2 \times 70. \text{m}^2 = 0.70 \text{ m}^3 + 20\% = 0.84 \text{ m}^3$$

Por consiguiente se necesita:

Cemento : 8.5 Bolsas

arena gruesa : 0.86 m<sup>3</sup>

Piedra grande : 26.5 m<sup>3</sup>

Ladrillos K.K.: 7,000 Ladrillos

- Para las columnas

Elementos con armadura longitudinal y estribos laterales. El código A.C.I. establece que la cuantía de acero en la armadura longitudinal no debe ser inferior a 0.01 ni superior a 0.08, y

en los previstos de estribos se utilicen por lo menos 4 barras.

El reglamento peruano establece:

$$0.01 \leq \rho \leq 0.08$$

$$0.01 \leq \rho \leq 0.06 \text{ (en zona sismica)}$$

Se necesitan 04 columnas, secciones de  $0.25 \times 0.25$ , con armaduras de 4 fierros de  $\varnothing \frac{1}{2}$ " c/u, estribos de  $\varnothing \frac{1}{4}$ " distribuidos 1 a 0.05, 3 a 1.10, 2 a 0.15 y el resto a 0.25.

Volumen del concreto =  $1.24 \text{ m}^3 + 20\% = 1.5 \text{ m}^3$

Por consiguiente se necesitan:

Cemento : 13.5 Bolsas

Piedra máx.  $\frac{1}{2}$ " :  $1.0 \text{ m}^3$

Arena gruesa :  $0.72 \text{ m}^3$

Fierro  $\varnothing \frac{1}{2}$ " : 11 unidades = 107 Kgr.

Fierro  $\varnothing \frac{1}{4}$ " : 148 estribos = 37 Kgr.

Alambre # 16 : 1.5 Kgr.

#### - Para la viga collarin

Se necesita una viga collarin en la parte superior de sección  $0.25$ , armadura con 4 fierros  $\varnothing \frac{1}{4}$ ", distribuidos 1 a 0.05, 3 a 0.10, 2 a 0.15 y el resto a 0.25. Volumen del concreto =  $0.95 \text{ m}^3 + 20\% = 1.15 \text{ m}^3$

Por consiguiente se necesitan:

Cemento : 10.5 Bolsas  
Arena gruesa : 0.1 m<sup>3</sup>  
Piedra más ½" : 0.85 m<sup>3</sup>  
Fierro Ø ½" : 8 unidades = 77.76 Kgr.  
Fierro Ø ¼" : 80 estribos = 20. Kgr.  
Alambre # 16 : 1.0 Kgr.

C. DEPOSITOS DE CARGA Y DESCARGA:

Las paredes de los depósitos de carga y descarga serán construidas con ladrillo K.K. de cabeza, siguiendo las técnicas similares a la del levantamiento del muro de los digetores.

El depósito de carga deberá tener una capacidad tal que contenga la carga, en nuestro caso será de 2.82 m<sup>3</sup> de forma cilíndrica facilitándonos de esta manera la mezcla y su limpieza.

El depósito de descarga estará ubicado diametralmente opuesto al depósito de carga. Las bases de ambos serán construidas de concreto armado. La colocación de los tubos PVG - SAP Ø 4" (clase pesada) entrada y salida, deberá efectuarse después de construida la pared, para lo cual se picará cuidadosamente de no ocasionar



agrietamientos, y posteriormente lograr una buena impermeabilización de las uniones de los tubos con la cámara de digestión (digestores). Para los materiales necesarios véase el cuadro - 41.

#### D. ACABADOS

El acabado de las construcción de los digestores se debe realizar mediante un terrajeo con arena fina.

Este acabado se puede realizar de 2 maneras:

- Cubrir con una capa de cemento puro toda la superficie interior del digestor, posteriormente tarrájarla con un mortero de cemento y arena fina en una proporción de 1:2, a 1:3 respectivamente, cada capa debe presionarse bien y aplicarse ininterrumpidamente.

- Tarrájar toda la superficie interior con un mortero de arena fina, cemento, cal o peso; en una proporción de 2:1:0.5.

Considerando toda la parte interior y exteriores libres serán tarrájeadas con mortero de cemento dosificado 1:3, con

CUADRO - 41

RESUMEN DE MATERIALES NECESARIOS POR OBRAS CIVILES, PARA DOS DIGESTORES

	UNIDAD	LOSA DE FONDO	MUROS DE COLUMNA	DEPOSITO CARGA Y DESCARGA	ACARADOS	TOTAL
CEMENTO	BOLSAS	142	62	36	40	280
	3					
PIEDRA GRANDE	M	15	53	2.5	---	70.5
	3					
PIEDRA MAX.	M	12	3.70	2.00	---	18
	3					
ARENA GRUESA	M	8	1.64	2.00	---	12
	3					
ARENA FINA	M	---	1.70	0.35	4.0	6
	u.u.					
FIERRO 1/2"	u.u.	---	38	---	---	38
	u.u.					
FIERRO 3/8"	u.u.	66	---	---	---	114
	Kgr.					
FIERRO 1/4"	Kgr.	---	114	---	---	8.25
	Kgr.					
ALAMBRE #16	Kgr.	---	5.00	---	---	15,700
	u.u.					
LADRILLOS K.K.	u.u.	---	14,000	---	---	

espesor de 0.22 m. Para los materiales necesarios véase el cuadro - 41.

### 3.3.2.6 VOLUMEN DEL GASOMETRO (V<sub>g</sub>) Y DIMENSIONES

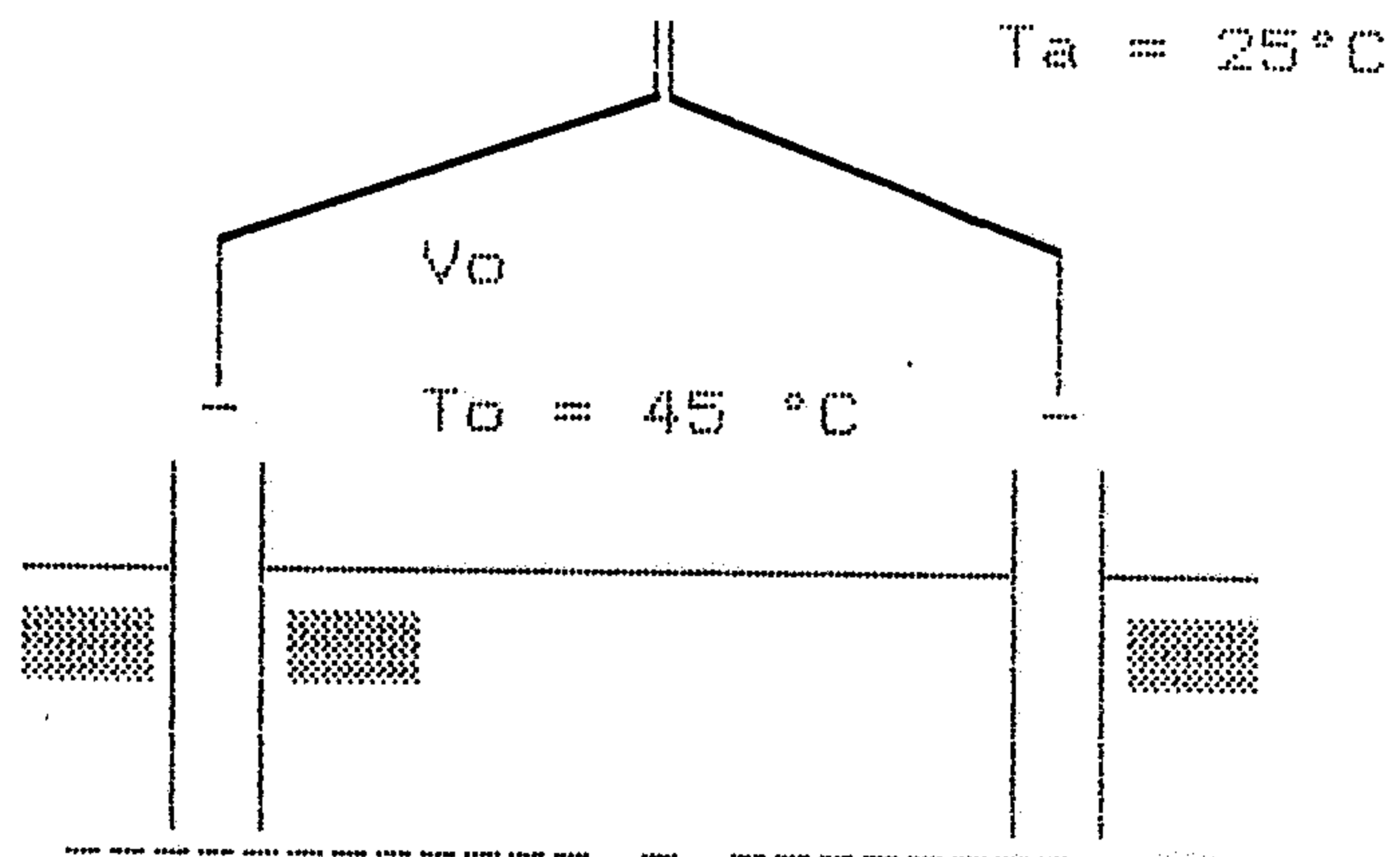
El dimensionamiento del gasómetro se hace considerando el volumen de gas producido durante el periodo de menor consumo, que casi siempre estará comprendida entre las 6.00 pm. y las 8.00 am., transcurren por lo tanto 12 horas de funcionamiento del digestor sin consumo de gas. Para conocer su volumen estimamos la producción por hora y multiplicamos por 12.

Si la producción diaria a lograrse por cada digestor es de 43.0 m<sup>3</sup>.

$$43.0\text{m}^3 \times \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ hrs.}} = 1.79 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}} \times 12 \text{ h} = 21.5\text{m}^3$$

$$V_a = 21.5 \text{ m}^3$$

Teniendo en cuenta los cambios de volumen de los gases ideales bajo presiones y temperatura, el volumen del gasómetro será:



$$V_g = V_o \times \left[ \frac{273 + \Delta T}{213} \right] \quad \begin{array}{l} \Delta T = T_o - T_a \\ \Delta T = 20 \text{ } ^\circ\text{C} \end{array}$$

$$V_g = 23.075 \text{ m}^3$$

Para calcular las dimensiones como son alturas y diámetros serán necesarios considerar las fórmulas geométricas de un cilindro y cono como siguen:

$$V_g = \frac{\pi}{4} D_o^2 \times H_o + \frac{\pi}{12} D_o^2 \times H_z \dots (3.5.5)$$

Si:

$$V_g = 23.08 \text{ m}^3 + 22\% = 28.175 \text{ m}^3$$

$$H_o = 4' = 48'' = 1.2192 \text{ m}$$

$$D_o = 16.4' = 196.8'' = 5.00 \text{ m}$$

Reemplazando valores en (3.5.5):

$$H_z \text{ min} = 0.647 \text{ m}$$

Nosotros vamos a considerar un  $H_z = 0.67$  m., las cuales nos facilitarán la instalación de tuberías y accesorios.

I. CONSIDERACIONES DE DISEÑO DE RECIPIENTES DELGADAS, PARA PEQUEÑAS PRESIONES INTERNAS

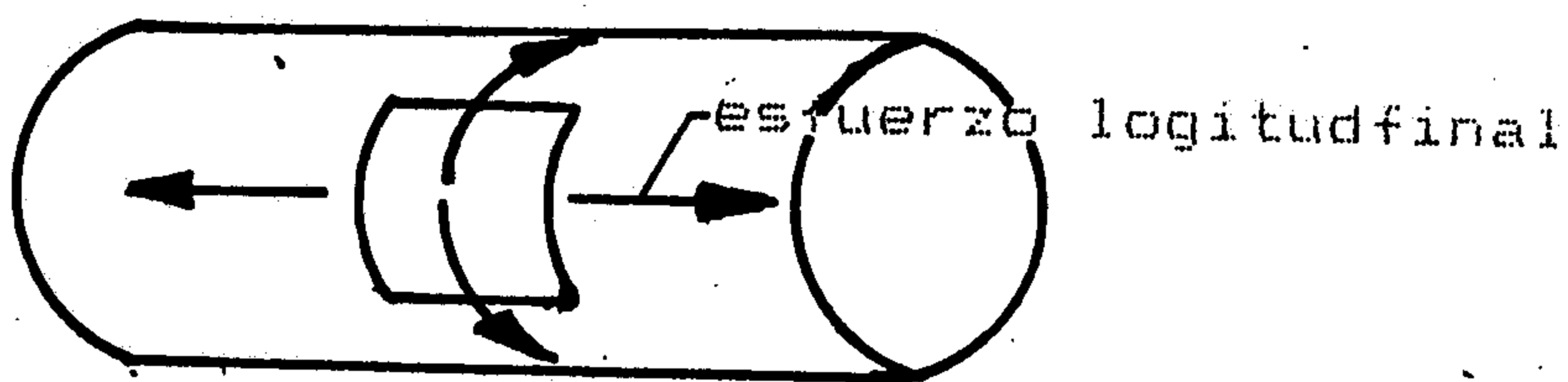
El alcance de las normas API-620 y API-650 (27) cubren para recipientes de almacenaje cilindricos verticales de acero soldado en varios tamaños y capacidades, para una presión interna máxima aproximadamente igual a la atmosférica, pudiendo ser aplicados a temperaturas atmosféricas media registrada de un día, sea tan baja como 50 °F (10. °C).

a. Esfuerzo Permisible en Recipientes

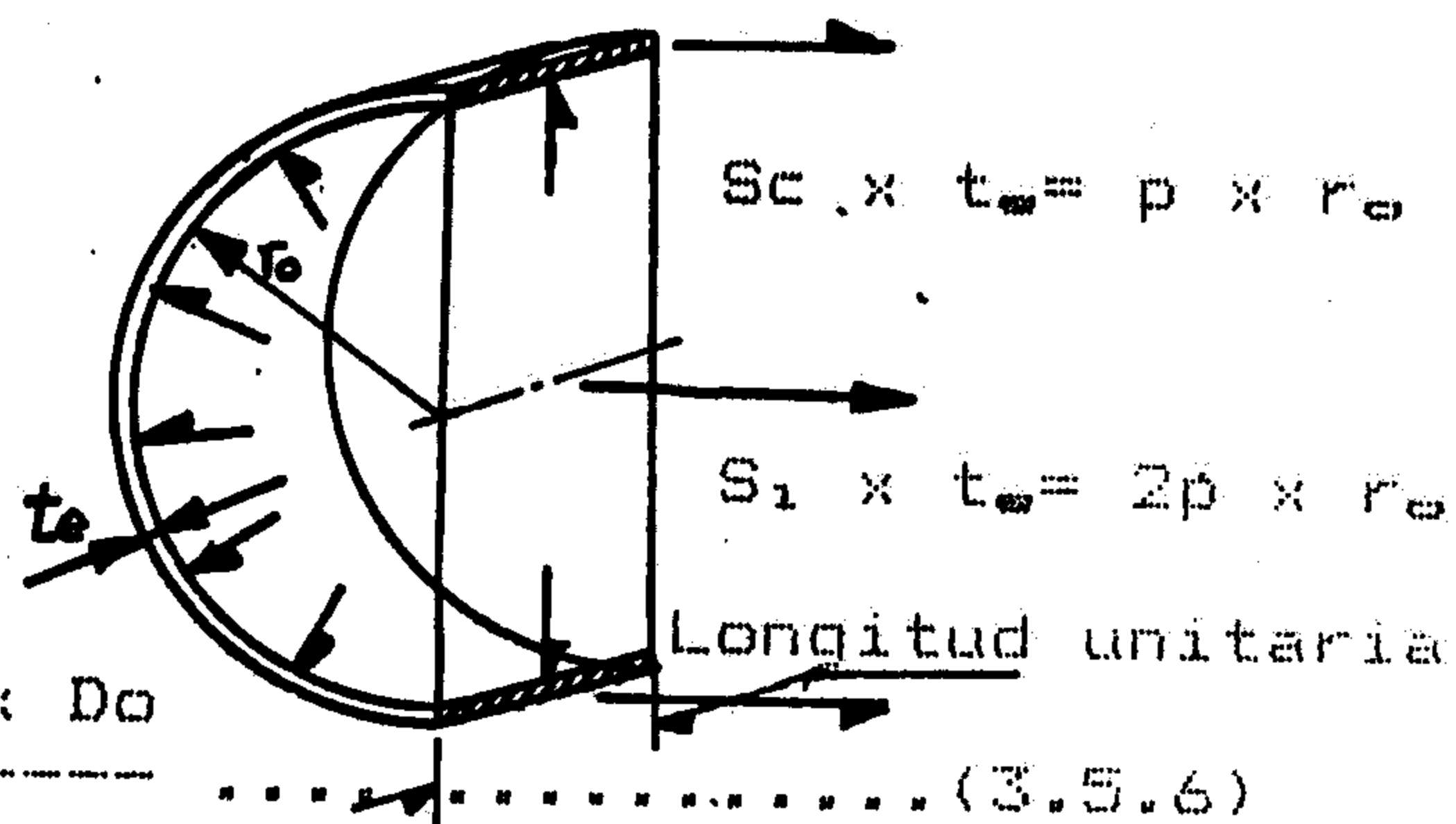
Cuando se tiene un recipiente cilindrico a presión y se va deducir sus fórmulas de esfuerzos de paredes delgadas debe de asumirse y considerarse lo siguiente (28):

- No debe de haber discontinuidad en la estructura.
- Los cilindros que tiene relaciones entre el diámetro interno y el espesor ( $D_o/t$ ) mayores que 10, se consideran en general de pared delgada.
- No se toman en cuenta los esfuerzos y

deformaciones que se presentan en los extremos que cierran el cilindro. Por la teoria de la membrana se obtienen las fórmulas ya conocidas:



Esfuerzo circunferencial



$$S_c = \frac{p \times D_o}{2 t_w} \dots \dots \dots (3.5.6)$$

$$S_l = \frac{p \times D_o}{4 t_w} \dots \dots \dots (3.5.7)$$

Donde:

$S_c$  = Esfuerzo circunferencial, psi.

$S_l$  = Esfuerzo longitudinal, psi.

$p$  = Presión interna del recipiente, Pulg.

$D_o$  = Diámetro interno del recipiente pulg.

b. Espesor de plancha del casco

El mínimo espesor de las planchas del casco deberá ser calculado del esfuerzo sobre las juntas verticales, usando un factor de eficiencia de

junta ( $E_s = 0.85$ ) y el valor de la corrosión " $C_o$ " (generalmente 1/16"), la siguiente fórmula puede ser usada en el cálculo mínimo espesor de la plancha del casco.

$$t_e = \frac{p \times r_o}{E_s \times f_c - 0.6 p} + C_o \dots (3.5.8)$$

Donde

$t_e$  = Espesor de la pared, pulg

$C_o$  = Espesor adicional para asegurarse la resistencia a la corrosión, pulg.

$p$  = Presión de diseño, máximo promedio de trabajo, psi

$E_s$  = Eficiencia de soldadura

$r_o$  = Radio promedio del cuerpo, pulg

$f_c$  = Esfuerzo de trabajo del material de las planchas del casco serán menores que los siguientes valores: (27)

Diámetro nominal del recipiente (pies)	Espesor nominal de la plancha
Mayores que 50	3/16"
50 a 120 excluido	1/4"
120 a 200 excluido	5/16"
Mayores de 200	3/8"

## II. CONSIDERACIONES DE DISEÑO DEL TECHO CONICO AUTOSOPORTADO

Estos techos son formados aproximadamente por la superficie de cono recto, soportando únicamente en su periferia y deben de cumplir con los siguientes requisitos:

$$\theta_{\max} = 37^\circ$$

$$\text{Sen } \theta_{\min} = 0.165 \text{ (inclinación) 2"por pie)}$$

$$t_{\max} = \frac{D_o \dots \dots \dots (3.5.9)}{400 \text{ Sen } \theta}$$

$$t_{\max} = 1/2''$$

Donde:

$\theta$  = Angulo entre el techo y un plano horizontal en la union del techo al casco, grados

$t_o$  = Espesor nominal del techo, pulg.

## III. MAXIMA PRESION DE DISEÑO

La máxima presión de diseño ( $p_{\max}$ ) limitada por la elevación de la base del casco, no deberá exceder lo siguiente:

$$p_{\max} = \frac{0.245 W_o}{D_o^2} + 8t_o \dots (3.6.0)$$



Donde:

$P_{max}$  = Máxima presión de diseño,  
pulgadas de agua

$W_o$  = Peso total del casco más cualquier estructura soportada por el casco y el techo, Libras

$D_o$  = Diámetro del recipiente, piés

$t_w$  = Espesor nominal del techo, pulgadas

#### IV. AREA REQUERIDA A COMPRESION EN UNIONES DE TECHO A CASCO

Puede ser determinada por la siguiente expresión:

$$A_o = \frac{D_o^2 (p - 8t_w)}{30,800 \tan \theta} \dots\dots\dots (3.6.1)$$

$A_o$  = Area, pulgadas cuadradas

#### V. PRESION DE FALLA CALCULADA

La falla puede esperarse que ocurra cuando el esfuerzo en el área del anillo de compresión llega al punto de fluencia. Basado en esto una fórmula para la presión ( $p_f$ ), a la cual la falla del anillo superior de compresión puede ocurrir se puede expresar en términos de la máxima presión de diseño permitida, de la siguiente manera:

$$p_f = 1.6 p - 4.8 t_w \dots\dots\dots (3.6.2)$$

Donde:

$p_+$  = Presión de falla calculada, pulgadas de agua.

Esta fórmula esta basada en la falla que ocurre a un esfuerzo de fluencia de 32,000 psi.

#### VI ANILLOS DE REFUERZO (ATIEZADORES)

Estos anillos atiezadores nos ayudan a mantener la redondez y deberán ser ubicados en o próximos a los extremos, pueden ser fabricados de perfiles estructurales, perfiles de planchas conformadas o perfiles prefabricados mediante soldadura. Los cascos de tanque deberán ser suministrados con ángulos superiores no menores a las siguientes medidas:

Diámetro de recipientes (pies)	Tamaño ángulos de Refuerzo
35 y menores	2 ½" x 2 ½" x ¼"
35 hasta 60	2 ½" x 2 ½" x 5/16"
mayores que 60	3" x 3" x 3/8"

El ala saliente del ángulo superior, podrá extenderse hacia el exterior o interior del casco.

Maximos Valores de Esfuerzos Permisibles para Tension Simple					
Numero de Especificacion	Grado	Notas	MINIMA ESPECIFICADA		Maximo Esfuerzo de Tension Admisible para tension simple Sta. (psi)
			Resistencia a la tension (psi)	Punto de Fluencia (psi)	
<b>Planchas</b>					
ASTM A 131	A	4, 5, 6	58,000	32,000	15,200
ASTM A 131	B. y C	5	58,000	32,000	16,000
ASTM A 131	CS	5	58,000	32,000	16,000
ASTM A 283	C	4, 5	55,000	30,000	15,200
ASTM A 283	D	4, 5, 6	60,000	33,000	15,200
ASTM A 285	C	4	55,000	30,000	16,500
ASTM A 442	55	...	55,000	30,000	16,500
ASTM A 442	60	...	60,000	32,000	18,000
ASTM A 516	55	...	55,000	30,000	16,500
ASTM A 516	60	...	60,000	32,000	18,000
ASTM A 516	65	...	65,000	35,000	19,500
ASTM A 516	70	...	70,000	38,000	21,000
ASTM A 516	Mod 3	7	80,000	60,000	24,000
ASTM A 537	A	8	70,000	50,000	21,000
ASTM A 537	B	8	80,000	60,000	24,000
ASTM A 573	65	5	65,000	35,000	18,000
ASTM A 573	70	5	70,000	38,000	19,300
ASTM A 662	B	...	65,000	40,000	19,500
CSA G40.8	A y B	5	65,000	40,000	18,000
ISO R630 Fe 42	C y D	5	60,000	34,000	16,500
ISO R630 Fe 44	C y D	5	62,500	35,500	17,300
ISO R630 Fe 52	C y D	5	71,000	48,500	19,600
<b>Tubos</b>					
<b>Sin Costura</b>					
API Std 5L	B	...	60,000	35,000	18,000
ASTM A 53	B	...	60,000	35,000	18,000
ASTM A 106	B	...	60,000	35,000	18,000
ASTM A 106	C	...	70,000	40,000	21,000
ASTM A 333	O	...	55,000	30,000	16,500
ASTM A 333	3	...	65,000	35,000	19,500
<b>Sold. Electricamente por Fusion</b>					
ASTM A 134	A 283 Grado C	4, 5, 9	55,000	30,000	12,100
ASTM A 134	A 285 Grado C	9	55,000	30,000	13,200
ASTM A 139	B	9	60,000	35,000	14,400
<b>Elementos Forjados</b>					
ASTM A 105	I	...	60,000	30,000	18,000
ASTM A 181	I	...	60,000	30,000	18,000
ASTM A 181	II	...	70,000	36,000	21,000
ASTM A 350	LF1	...	60,000	30,000	18,000
ASTM A 350	LF2	...	70,000	36,000	21,000
ASTM A 350	LF3	...	70,000	40,000	21,000
<b>Elementos Fundidos</b>					
ASTM A 27	60-30	10	60,000	30,000	14,400
<b>Pernos</b>					
ASTM A 193	B7	11	125,000	105,000	24,000
ASTM A 307	A y B para bridas y partes de presion	11	55,000	...	8,400
ASTM A 307	A y B para elementos estructurales	...	55,000	...	15,000
ASTM A 320	L7	11	125,000	105,000	24,000
<b>Perfiles Estructurales</b>					
ASTM A 36	Para miembros sopor-tando presion interna	5, 6	58,000	36,000	15,200
ASTM A 131	Para miembros sopor-tando presion interna.	5, 6	58,000	32,000	15,200

## VII CONEXIONES Y ACCESORIOS DEL RECIPIENTE

Las conexiones a ser empleadas como paso de hombre (manhole) o paso de mano (handhole), pueden ser tubos, uniones de tubos, planchas prefabricadas, u otros materiales adecuados conforme a las provisiones del cuadro - 42

Ellos pueden ser integrados con la pared del recipiente o con la pared de otras conexiones; pudiendose fijar directamente a la pared del recipiente mediante conexiones roscadas, con soldadura de fusión apoyada contra el interior de la pared del recipiente, aprisionado o empernado.

Véase plano - (PE - 003)

## VIII UNIONES DE SOLDADURA

-Uniones Verticales: Las juntas verticales deberán ser uniones a tope, con penetración y fusión completa como la conseguida por soldadura doble u otros medios; las cuales deberán obtener la misma calidad de metal depositado de aporte sobre el interior y exterior de las superficies soldadas. El deslizamiento en las uniones verticales completas no deberá exceder

el 10% del espesor de la plancha o 1/16" como máximo.

-Uniones Horizontales: Las juntas horizontales deberán ser uniones a tope doblemente soldadas y que tengan fusión completa con el metal base a la profundidad requerida; la plancha superior no podrá proyectarse más allá de la superficie de la plancha interior en cualquier punto en más del 20% del espesor de la plancha superior, con un máximo de 1/8".

-Fijación del casco del techo: La unión entre el borde del anillo deberán efectuarse mediante una soldadura continua de filete, dispuesta a cada lado de la plancha del casco.

El tamaño de cada cordón no deberá ser mayor que 1/2" y no menor que el espesor nominal de la plancha más delgada de los dos que se están uniendo. El tamaño del cordón en todo caso no será menor que los siguiente valores:

Max. Espesor de las Planchas del Casco ( pulgadas )	Min. Tamaño de la Soldadura de filete (pulg.)
3/16"	3/16"
Mayores que 3/16" hasta 3/4"	1/4"
Mayores que 3/4" hasta 1 1/4"	5/16"

-Uniones Traslapadas de soldadura simple: (union entre dos elementos superpuestos en la cual el borde superpuesto de uno de los elementos es soldado con una soldadura de filete), son permitidas en planchas de fondo y de techo.

En uniones de soldadura a traslape, como soldadura para costura, se deberá traslapar no menos de 5 veces el espesor nominal de la plancha más delgada que se está uniendo , y en el caso de uniones traslapadas simplemente soldadas el traslape necesario no excederá en 1".

#### IX. DATOS Y CALCULOS

-Cálculo del espesor de plancha del casco:

$$D_o = 16.4' = 196.8''$$

$$p = 14.7 \text{ psi.}$$

$$f'_e = 18,000 \text{ psi Plancha de acero al}$$

carbono con propiedades de transición mejorada para recipientes a presión. ASTM A442 - grado 60 (véase cuadro 42)

Resistencia a la tensión = 60,000 psi

Punto de fluencia = 32,000 psi

$C_c = 1/16$ " corrosión

$W_c = 7915$ . Lbs.

$\theta = 15^\circ$

Aplicando ecuación (3.5.8)

$$t_w = \frac{14.7 \times 98.4}{0.85 \times 18,000 - 0.6 \times 14.7} + 1/16"$$

$$= 0.09459" + 0.0625$$

$$t_w = 0.15709" = 3.99 \text{ m.m.}$$

Este valor de " $t_e$ " está sobredimensionado desde que ha aumentado  $1/16$ " por corrosión. Dado que el recipiente va estar sometido a una baja presión, puede ser suficiente una fracción aún menor con la cual se podrá bajar el espesor de la plancha. Por tanto como en el mercado hay planchas

de espesor  $5/32'' = 3.96875 \text{ m.m.}$ ,  
equivale a aumentar:

$$t_e = 5/32'' - 0.09459''$$

$$= 0.06166'' \text{ por corrosión}$$

Finalmente se usarán:

Planchas  $5/32'' \times 4' \times 8'$

Normas ASTM A442 - grado 60

- Cálculo de los esfuerzos permisibles  
del cilindro:

Usando las ecuaciones (3.5.6) y (3.5.7)

$$S_c = \frac{14.7 \times 98.4}{2 \times 5/32} = 4,628.74 \text{ psi}$$

$$S_1 = \frac{14.7 \times 98.4}{4 \times 5/32} = 2,314.4 \text{ psi}$$

Observamos que estos valores son  
menores que los esfuerzos que soportan  
el material.

- Cálculo espesor de plancha de techo:

Según ecuación (3.5.9)

$$\theta = 15^\circ < 37^\circ$$

$$t_{\text{max}} = \frac{16.4}{400 \text{Sen } 15^\circ} = 0.1584'' = 4.023 \text{ m.m.}$$

$$t_e = 5/32''$$

En nuestro caso se hará que el espesor  
de la plancha sea igual que el del  
cuerpo del cilindro.



- Cálculo de la Máxima presión de diseño:  
Según ecuación (3.6.0)

$$P_{\text{máx}} = \frac{0.245 \times 7915. + 8 \times 5/32}{(16.4)^2}$$

$$P_{\text{máx}} = 8.5 \text{ pulgadas de agua}$$

Si la presión interna de trabajo es de 0.2 m. agua lo que equivale a 7.8 pulg de agua,

Cuando se desean presiones de diseño mayores que las permitidas, el casco puede ser anclado para balancear el peso, como en nuestro caso en la pared circular de concreto por medio de pernos de 5/8" Ø NC, o puede ser fijada a una base diseñada para resistir la tendencia del casco a elevarse.

Cálculo del área requerida a compresión en la union de techo a casco: según ecuación (3.6.1)

$$A_o = \frac{(16.4)^2 (8.5 - 8 \times 5/32)}{30,800 \times \tan 15^\circ}$$

$$A_o = 0.2363 \text{ pulg.}^2$$

- Cálculo de la presión de falla calculada:

Según ecuación (3.6.2)

$$pf = 1.6 \times 8.5 - 4.8 \times 5/32$$

$$pf = 12.85 \text{ pulgadas de agua}$$

### 3.3.2.7 CANTIDAD DE CALOR REQUERIDO (Q)

La experiencia de innumerables plantas ha demostrado que calentar el lodo es una forma de disminuir el volumen requerido y una forma de incrementar la producción de gas. El proceso de digestión está bajo un control más uniforme y el tiempo requerido es reducido, aumentando de este modo la capacidad efectiva del digestor. Golueke (28) halló que con los digestores operando entre 35 y 60°C, el porcentaje de destrucción de materia volátil, el volumen de producción de gas, y la facilidad de desaguar el digerido sobrepasa la de un digestor operando a 30°C.

Los requisitos de calor de los digestores pueden ser calculados determinando el calor requerido para elevar el lodo crudo a la temperatura de digestión y aumentando a esto las pérdidas a través de superficies externas.

#### I. CANTIDAD DE CALOR QUE NECESITA LA CARGA ORGANICA (Q<sub>1</sub>)

Moore, E.W. (29) evaluó, asumiendo que el

calor específico del lodo sea parecido al del agua, el calor requerido en Kcal, es igual al producto de los Kgrm. del lodo entrante y a la diferencia de temperatura entre el lodo entrante y temperatura deseada en °C.

El cálculo de los requisitos de calor para el lodo resultan de la aplicación de la ley de FOURIER de conducción de calor para estado de equilibrio continuo.

$$Q_1 = T_e \times C_m \times (T_o - T_a) \dots \dots \dots 3.6.3)$$

Donde:

$Q_1$  = Cantidad de calor para que cada carga adquiera la temperatura de digestión, Kcal

$T_e$  = Masa de lodo crudo, Kgrm.

$C_m$  = Calor específico del lodo (generalmente el mismo que para el agua =  $\frac{1 \text{ Kcal}}{\text{Kgr. } ^\circ\text{C}}$ )

$(T_o - T_a)$  = Diferencia de temperatura entre el lodo digerido y crudo, °C

## II. CANTIDAD DE CALOR PERDIDO ( $Q_m$ )

Las pérdidas de calor en las diferentes partes del digestor se calculan

utilizando coeficientes generales de transferencia de calor y reformando la ecuación anterior para dar cuenta de pérdidas a través de materiales compuestos como sigue: (30)

$$Q_2 = U \times S (T_o - T_a) \dots\dots\dots(3.6.4)$$

$$U = \frac{1}{\frac{1}{K_1} + \frac{X_1}{K_1} + \frac{X_2}{K_2} + \dots + \frac{1}{K_o}} \dots\dots(3.6.5)$$

Donde:

U = Coeficiente general de transferencia de calor, Kcal/m<sup>2</sup>. hr.°C

S = Area del material normal a la dirección de la pérdida de calor, m<sup>2</sup>

K<sub>i</sub> = Conductancia superficial en la interfase pared aire, dentro del tanque, Kcal/m<sup>2</sup>.hr.°C diferencia

K<sub>o</sub> = Conductancia superficial en la interfase pared aire, fuera del tanque, Kcal/m<sup>2</sup>.hr.°C diferencia

X<sub>n</sub> = Espesores de los diferentes materiales, cm.

K<sub>n</sub> = Conductividad térmica de los diferentes materiales, Kcal/m<sup>2</sup>.hr.°C.cm

La conductividad K<sub>1</sub> es igual a 74 Kcal/m<sup>2</sup>.hr. °C para materiales comunes y aire en movimiento y el valor 1/k<sub>1</sub> es

igual a cero cuando el liquido está en contacto con la superficie de la pared.

La conductividad  $k_0$  es igual a 296 Kcal/m<sup>2</sup>.hr. °C, para materiales comunes y aire en movimiento a una velocidad de 24 Km/hr. Si el relleno de tierra al rededor del digestor es mayor de 3.0 m. el factor  $K_0$  es igual a la unidad.

Otros valores de conductividad superficiales (conocidos tambien como coeficientes laminares) para diferentes condiciones están dados en el siguiente cuadro.

CUADRO 43

COEFICIENTES LAMINARES PARA VARIAR CONDICIONES

CONDICION	Kcal ----- m <sup>2</sup> . hr. °C
Concreto al o del aire en reposo	82.
Concreto al aire libre a 24 Km/hr	296.
Mamposteria de ladrillo al o del aire en reposo	82.
Mamposteria de ladrillo al aire libre a 24 Km/hr	296.
Acero al o del aire en reposo	49.4
Acero al aire libre a 24 Km/hr	148.
Cubierta flotante compueta al aire libre	520.

Las pérdidas de calor a tomarse en cuenta serán:

$q_w$ : Calor perdido a través de las paredes

$q_b$ : Calor perdido a través del piso

$q_e$ : Calor perdido en al cubierta del

digestor

$$Q_{\Sigma} : q_a + q_b + q_c +, \text{ Kcal/hr... (3.6.6)}$$

$$Q_{\Sigma} : U_a A_a (T_o - T_a) + U_b A_b (T_o - T_a) + U_c A_c (T_o - T_a)$$

$$Q_{\Sigma} : (T_o - T_a) (U_a A_a + U_b A_b + U_c A_c) \dots \dots \dots (3.6.7)$$

Los valores de Coeficiente de Conductividad térmicas más comunmente usados están dados en el siguiente cuadro.

CUADRO 44  
COEFICIENTES DE CONDUCTIVIDAD TERMICA  
PARA VARIOS MATERIALES

MATERIAL	Kcal ----- m <sup>2</sup> . hr. °C
Asbesto	150.
Mamposteria de ladrillo (Densidad baja)	62.5
Mamposteria de ladrillo (Densidad alta)	115.
Concreto tipico estructural	150.
Bloques de concreto	10.0 - 12.5
Mamposteria de piedra	156.
Lana de vidrio	3.4
Làmina de corcho	3.1 - 3.7
Madera	8.7 - 12.5
Tierra	50. - 175.
Cubierta del digestor(*)	
- Composición de asfalto	75.
- Grava y bitumen construido en sitio	18.7 - 37.5
Fierro fundido	4,620
Acero (1%C)	3,920
Cobre puro	33,000
Agua	51.2

(\*) No. por cm. de espesor. Usese con las mismas unidades de K<sub>1</sub> y K<sub>o</sub> para la cubierta.

Varios métodos han sido ideados para el

abastecimiento de calor. Hay dos clases de intercambiadores de calor: interno y externo.

Este último tiene las ventajas de:

-El lodo puede ser calentado antes de entrar en el tanque, así como después.

-Todos los controles y piezas de la calefacción son fácilmente accesibles para su operación y mantenimiento.

-Es un poco más flexible para los cambios en el régimen de la aplicación del calor.

Los intercambiadores internos de calor están sujetos a las aglomeraciones del lodo, que reducen las características de transferencia de calor, pero por otra parte, los costos iniciales y de aplicación son generalmente bajos. En muchos casos este último factor es opacado por la mayor dificultad de mantenimiento.

A continuación presentamos una descripción de los dos tipos de intercambiadores externos de calor:

#### I. Adición de vapor al lodo crudo.

La ventaja es la flexibilidad permitiendo el uso de cualquier receptáculo como el intercambiador. Otra ventaja es la

eficiencia de transferencia de calor pues se elimina el coeficiente de transferencia de calor de tuberías y bobinas internas de calentamiento.

## II. Intercambiadores de agua caliente.

Consiste en la recirculación del lodo del digestor a través de una tubería encerrada dentro de otra de mayor diámetro. El espacio está lleno con agua caliente que circula en dirección opuesta generalmente.

En nuestro caso utilizaremos la unidad de intercambiador externo Manzini que se dispone en la planta.

Tipo	: ROTOTHERM SCR - 27.20
Fluido	: Vapor
Presión de Trabajo	: 7 Kg/cm <sup>2</sup>
Temperatura	: 158 °C
Capacidad	: 75 lt. cámara de vapor 192 total
Complementos	: Válvula de seguridad, de contención, descargador automático de aire, thermoregulador para el control y la regulación de la temperatura de calentamiento.

En este intercambiador únicamente se



calentará el agua en un circuito cerrado, complementado con los tanques de preparación y la motobomba de alimentación. (Véase apéndice -2).

Entonces, la cantidad de calor necesitado será:

$$Q = Q_1 + 24 Q_2, \text{ Kcal/día} \dots \dots \dots (3.6.8)$$

### III. Datos y Cálculos

$$T_e = 7,158. \text{ Kg/día (para cada digestor)}$$

$$C_e = 1 \text{ Kcal/Kgr } ^\circ\text{C}$$

$$D_1 = 4.70 \text{ m (diámetro útil)}$$

$$H_1 = 5.00 \text{ m (altura útil)}$$

$$T_o = 45 \text{ } ^\circ\text{C (temperatura de digestión)}$$

$$T_a = 25 \text{ } ^\circ\text{C (temperatura promedio ambiente)}$$

a. Cantidad de calor que necesita la carga orgánica ( $Q_1$ )

Aplicando la ecuación (3.6.3)

$$Q_1 = 7,158 \times 1 \times (45 - 25)$$

$$Q_1 = 143,160 \text{ Kcal/día}$$

b. Cantidad de calor perdido ( $Q_2$ )

b1. Pérdidas de calor a Través de las paredes laterales

$$\text{Ladrillo : } X_1 = 25 \text{ cm, } K_1 = 62.5 \text{ Kcal/m}^2 \cdot \text{hr. } ^\circ\text{C cm}$$

$$\text{Grava : } X_2 = 100 \text{ cm, } K_2 = 18.7$$

Piedra :  $X_3 = 20 \text{ cm}$ ,  $K_3 = 156$  ''

Relleno de  
tierra > :  $3.00 \text{ m}$ ,  $K_0 = 1$  ''

$$\frac{1}{U_m} = \frac{X_1}{K_1} + \frac{X_2}{K_2} + \frac{X_3}{K_3} + \frac{1}{K_0}$$

$$= \frac{25}{62.5} + \frac{100}{18.7} + \frac{20}{156} + 1$$

$$U_m = 0.145 \text{ Kcal/m}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C}$$

$$A_m = \pi \times D_1 \times H_1 = \pi \times 4.70 \times 5.00$$

$$A_m = 73.83 \text{ m}^2$$

### b2. Pérdidas de calor a través del piso

Concreto :  $X_1 = 20 \text{ cm}$ ,  $K_1 = 150$

Kcal/m<sup>2</sup>.hr.°C x cm

Piedra :  $X_2 = 15 \text{ cm}$ ,  $K_2 = 156$  ''

Grava :  $X_3 = 15 \text{ cm}$ ,  $K_3 = 30$  ''

Relleno de >  $3.00 \text{ m}$ ,  $K_0 = 1$  ''

Tierra

$$\frac{1}{U_b} = \frac{20}{150} + \frac{15}{156} + \frac{15}{30} + 1$$

$$U_b = 0.587 \text{ Kcal/m}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C}$$

$$A_b = \frac{\pi (D_1)^2}{4} = \frac{\pi (4.70)^2}{4}$$

$$A_b = 17.39 \text{ m}^2$$

### c3. Pérdidas de calor en la cubierta del digestor

-Techo

Madera :  $X_1 = 2.54 \text{ cm}$ ,  $K_1 = 8.7$   
 $\text{Kcal/m}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C} \times \text{cm}$

Cas ,  $K_1 = 74$  "

Acero :  $X_2 = 0.4 \text{ cm}$ ,  $K_2 = 3920$  "

Acero al aire ,  $K_3 = 148$  "

$$\frac{1}{U_2} = \frac{2.54}{8.7} + \frac{1}{74} + \frac{0.4}{3920} + \frac{1}{148}$$

$$U_2 = 3.20 \text{ Kcal/m}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C}$$

$$A_c = \frac{\pi (D_o)^2}{4} = \frac{\pi (5.0)^2}{4}$$

$$A_c = 19.63 \text{ m}^2$$

Reemplazando valores en la ecuación  
 (3.6.7)

$$Q_2 = (45-25) (0.145 \times 73.83) (0.587 \times 17.35) (3.20 \times 19.63)$$

$$= 20 \times 83.7$$

$$Q_2 = 1,674 \text{ Kcal/hr}$$

Según la ecuación (3.6.8)

$$Q = 143,160 + 24(1,674)$$

$$Q = 183,336 \text{ Kcal/día}$$

Finalmente, considerando para los  
 digestores la cantidad requerida será:

$$Q = \underline{\underline{366,672 \text{ Kcal/día.}}}$$

d. Temperatura del agua a calentarse ( $T_w$ )

Aplicando balance de energía térmica  
 del proceso

$$\text{ENERGIA QUE ENTRA} = \text{ENERGIA QUE SALE}$$

Calor contenido por el agua caliente que entra en exceso sobre el nivel tèrmico. + Contenido calòrico del lodo a la temperatura de digestiòn, incluidos las pèrdidas.

Contenido calorifico de la masa orgànica.

$$C_{e_m} \times AD (T_r - T_m) + C_{e_m} \times MO (T_m - T_m) = Q \dots\dots(3.6.9)$$

Donde:

$$1 \times 9000 (T_r - 25) + C_{e_m} \times 5,316 (25 - 25) = 366,672$$

$$T_r = 65.74$$

$$T_r = 66 \text{ } ^\circ\text{C}$$

DIBESTOR	CALENTAMIENTOS		MATERIA ORGANICA (kgr)	CARGA PARCIAL (kgr)
	TIEMPO (minutos)	Agua de Disoluciòn (litros)		
I	(1) 20	1,500	886.	2,386.
	(2) 20	1,500	886.	2,386.
	(3) 20	1,500	886.	2,386.
II	(4) 20	1,500	886.	2,386.
	(5) 20	1,500	886.	2,386.
	(6) 20	1,500	886.	2,386.
TOTAL	120.min	9,000 Lt.	5,316.	14,316.Kgr

d. Consumo de Vapor ( $M_v$ )

Para determinar el consumo de vapor se puede hacer cálculos teóricos usando coeficientes de transmisión de calor que tienen en cuenta estos factores. En algunos casos los consumos se pueden obtener de datos suministrados por los fabricantes de equipos, o bien mediante el otro método de medir el consumo de vapor, es midiendo el condensado, siendo este método tan fácil y práctico especialmente en los equipos que utilizaban vapor indirecto y la condensan mediante trampas de vapor. El régimen promedio de condensación durante el calentamiento, desde la temperatura ambiente hasta la temperatura deseada, se puede calcular usando la siguiente fórmula: (31)

$$M_v = \frac{AD \times C_p \times \Delta T}{h_{\text{eq}} \times t_1} \dots \dots \dots (3.7.0)$$

Donde:

$M_v$ : Régimen de condensación: Kg/hr.

AD: Peso del agua calentado: 9,000 Kg

$C_p$ : Calor específico

del agua : 4.186 KJ/Kg.°C

$\Delta T$ : (Tx-Ta) aumento de temperatura: 41°C

$h_{fg}$ : Calor latente del vapor a presión  
de trabajo 5.Kg/cm<sup>2</sup>

$t_1$ : Tiempo de calentamiento : 2. horas

Reemplazando valores en ecuación(3.7.0)

$$M_v = \frac{9,000 \times 4.186 \times 41}{2,086 \times 2}$$

$$M_v = 370. \text{ Kg/hr.}$$

#### f. Evaluación del consumo de Energía en la Planta

Para la evaluación del calor consumido, consideraremos la siguiente expresión:

$$Q_s = M_v (h_f + h_{fg}) \dots\dots\dots(3.7.1)$$

Esta expresión se utilizan en equipos de vapor de trabajan en forma directa en las que no se recuperan el condensado:

$$Q_s = \text{Calor consumido (Kcal/hr)}$$

$$M_v = \text{Consumo real máximo de vapor: 370. Kg/hr}$$

$$h_{fg} = \text{Entalpia de evapo-: 2086 KJ/Kg ración a la presión de trabajo 5.0 Kg/cm}^2$$

$$h_f = C_p \times \Delta T, \text{ entalpia :171.63 KJ/Kg}$$

de aguade alimen-  
taciòn a la tem-  
peratura ambiente  
y presiòn atmos-  
fèrica.

$C_p$  = Calor especifico del agua

T = Aumento de temperatura

Reemplazando valores en la ecuaciòn  
(3.7.1)

$$Q_s = 370.0 (171.626 + 2086) \times 0.23884$$

$$Q_s = 199,500.2 \text{ Kcal/hr}$$

El vapor producido en la caldera se obtendrá en forma indirecta ya que carece de medidores de flujo en las tuberías de descarga; y para el análisis a seguir haremos algunas consideraciones como son:

- a. El consumo de combustible será constante e igual al promedio registrado en los últimos años.
- b. El flujo de vapor obtenido por la caldera será continua y constante e igual al promedio registrado en los últimos años.
- c. La eficiencia de transformaciòn de energia tèrmica en el caldero será los

obtenidos en forma práctica mediante el análisis de humos y estas varían entre 62 y 75% para la caldera.

d. Los valores de las características del combustible utilizado serán los reales, las mismas fueron analizadas en el laboratorio de Petróleo de la UNI, esto es:

°API : 20.4

Poder calorífico : 17,970 BTU/Lb

Para la evaluación del vapor producido por la caldera consideraremos, las condiciones de trabajo promedio y máximo de éstas, y el tipo de combustible utilizado.

Caldera Firetubular de 3 pasos, 5.0 pies<sup>3</sup>/ B.H.P.

Potencia : 150 B.H.P.

Eficiencia: 73.5 % (Ecal)

Vapor: 125 PSI presión de trabajo, 212 °F

Combustible: °API = 20.4

Poder calorífico: 9,960.115 Kcal/Kg

Consumo : 30.0 G.H.P. (alto)

6.0 G.H.P. (bajo)

Densidad: 56.16 Lb/pies<sup>3</sup>

También sabemos que:

$$Q_4 = M_c \times P_{\text{calorif}} \dots \dots \dots (3.7.2)$$



$$M_c = \text{Densidad} \times V_{cor} \dots\dots\dots(3.7.3)$$

Donde:

$Q_4$  : Calor de combustión

$M_v$  : Vapor producido por la caldera

$M_c$  : Consumo de combustible(G.H.P)

Resumiendo:

Calor ganado = Calor cedido por el  
 por el agua el Combustible

$$Q_3 = E_{ca1} \times Q_4 \dots\dots(3.7.4)$$

Osea:

$$M_v (h_f + H_{fg}) = E_{ca1} \times P_{calorif}$$

Reemplazando:

$$199,500.2 \text{ Kcal/hr} = 0.735 \times M_c \times 9,960.115 \text{ Kcal/Kg}$$

$$M_c = 27.25 \text{ Kg/hr} \dots\dots(60,0788 \text{ Lb/hr})$$

Reemplazando valores en ecuación (3.7.3) se tiene:

$$60.0788 \text{ Lb/hr} = 56.16 \text{ Lb/pie}^3 \times V_{cor}$$

$$V_{cor} = 1.06978 \text{ pies}^3/\text{hr} \times 7.4805$$

$$V_{cor} = 8.0 \text{ G.P.H.}$$

$$V_{cor} = 64.0 \text{ Gal/día}$$

$$V_{cor} = 19,200 \text{ Gal/año}$$

## CAPITULO IV

### 4. DISEÑO DE INSTALACIONES COMPLEMENTARIOS

#### 4.1 SISTEMA DE ACITACION Y DE ALIMENTACION

La agitación y mezcla de fluidos son operaciones en los procesos químicos e industriales, por lo tanto es necesario realizarlas de manera eficaces. Aunque se comprende con frecuencia, la agitación y mezcla no son sinónimos.

La agitación se refiere al movimiento inducido de un material, es una forma determinada generalmente circulatoria y dentro de algún tipo de recipiente. La mezcla, en cambio es la distribución al azar de 2 ó más fases inicialmente separadas. Pueden agitarse una sola sustancia homogénea, como un recipiente con agua, pero no se puede mezclar a menos que se añada alguna otra sustancia.

Para la agitación en nuestro caso se acondicionará un sistema de recirculación diaria de lodos, desde el fondo del digestor e inyectados por la parte superior por varias horas hasta que se produzca el gas combustible. Se puede usar bombas o cualquier otro medio disponible para la recirculación.

Estas bombas también servirán para las adiciones de lodos (cada 20 minutos en 3 tiempos por cada digestor) y en pequeñas cantidades (2.386 m<sup>3</sup>) para proveer un suministro de comida más constante para los organismos y la obtención de una producción de gas más uniforme siguiendo esta rutina se obtendrá un lodo más concentrado.

Los retiros de lodo deberían hacerse frecuentemente en pequeños incrementos para así no desbalancear la acción de los organismos; esto dejará una cantidad suficiente de lodo bien digerido en el digestor como material de semilla para los sólidos crudos.

#### 4.1.1 SELECCION DE BOMBAS PARA RECIRCULACION Y ADICIONES DE LODOS

Las bombas se utilizaban para transferir fluidos. La bomba aumenta la presión del fluido, suministrando la fuerza impulsora necesaria para producir el flujo. Por lo tanto, la bomba consume cierta potencia, que debe serle suministrada desde una fuente externa. Se puede utilizar energía eléctrica o vapor, para obtener energía necesaria para accionar la bomba. Parte de esta energía mecánica es transferida al fluido, en forma de trabajo, el resto se pierde por fricción, debido a la ineficiencia de la bomba y del sistema de accionamiento. Si bien los principios básicos de las bombas para gases y líquidos son los mismos, los detalles mecánicos constructivos difieren debido a la diferencia de propiedades físicas de gases líquidos. En general, las bombas empleadas para circular gases trabajan a velocidades mayores que las bombas destinadas a circular líquidos. Además,

el huelgo entre las diversas piezas móviles debe ser menor en el caso de bombas para gases, debido a la mayor viscosidad de los mismos, por lo que es mayor la posibilidad de que se produzcan fugas.

Los diversos tipos de bombas que se utilizan comunmente en operaciones industriales pueden clasificarse según (23)

- I. Bombas alternativas o de desplazamiento positivo con válvulas: bombas de pistón, bombas de diafragma, bombas de émbolo.
- II. Bombas rotativas de desplazamiento positivo sin Válvulas: Bombas de engranajes, bombas de lóbulos, bombas de rodetes helicoidales (hélices), bombas de leva excéntricas, bombas dosificadoras.
- III. Bombas rotativas centrífugas sin válvulas: impulsor abierto, impulsor cerrado, bombas con voluta, bombas de turbina.
- IV. Bombas por desplazamiento de aire: Elevadores por aire comprimido, montaácidos o tanques inyectoras de ácidos, bombas de chorro o eyectores, bombas de rama barométrica.

#### 4.1.1.1 FACTORES QUE INFLUYEN EN LA ELECCION DE LA BOMBA

Son muchos los factores de los que dependen la

elección de una bomba para cierta operación:

- a. La masa de fluido que debe bombearse. Este factor determina las dimensiones de la bomba o de las bombas necesarias.
- b. Las propiedades del fluido. La densidad y la viscosidad dinámica del fluido determinan la potencia necesaria para un conjunto dado de condiciones operativas; las propiedades corrosivas del fluido determinan los materiales de construcción que son aceptables. Si el fluido contiene partículas sólidas en suspensión, debe preverse una bomba que opere con cierto huelgo, quedando eliminada la posibilidad de utilizar algunos tipos de bombas.
- c. El aumento de la presión en el fluido, debido al trabajo entregado por la bomba. La variación de la presión a través de la bomba, depende de las presiones en los depósitos de la entrada y del extremo opuesto, de la variación de la altura del conductor y de los efectos debidos a la fricción a través de todo el sistema. Este factor es uno de los más importantes en la determinación de la potencia necesaria.
- d. Tipo de distribución del flujo. Si el flujo no debe ser pulsante, no son adecuadas ciertas

bombas alternativas, como la Simplex. Si la operación es intermitente, es deseable que la bomba sea autocebantes y las dificultades debidas a la corrosión son mayores.

e. Tipo de potencia disponible. Las bombas rotativas de desplazamiento positivo y las bombas centrífugas pueden adaptarse fácilmente para ser usadas con motores eléctricos o con motores de combustión interna.

d. Costo y eficiencia mecánica de la bomba.

De un análisis de nuestros requerimientos con relación a los tipos de bombas; el que más ventajas reúnen son las bombas rotativas de desplazamiento positivo, sin válvulas. Más aún facilitando nuestra operación; que en la planta disponemos de bombas de este tipo (Bombas mohno D), estas bombas combinan el movimiento de rotación con el desplazamiento positivo del fluido.

#### 4.1.1.2 PRINCIPIO DE LA BOMBA MOHNO

La bomba mohno, pertenece al grupo genérico de las bombas rotativas de desplazamiento positivo. Trabaja sin válvulas que pueden obtruir el libre paso del caudal.

Los elementos principales, base del sistema inventado por el matemático francés René Moineau, son un rotor de acero y un estator

elástico. El rotor es de forma helicoidal doble con una sección transversal ovalada.

El giro del rotor adentro del estator no ocasiona desplazamiento axial de estos elementos (véase figura - 33).

El espacio vacío que se encuentra entre ambas partes está limitado por una línea de ajuste, tanto si la bomba está parada como en funcionamiento.

En todo momento del movimiento de giro el ajuste entre ambas partes es hermético; esto permite a la bomba Mohno aspirar con seguridad también líquidos de viscosidad elevada, incluyendo suspensiones de cuerpos sólidos o fibras.

Toda bomba MOHNO transporta el medio líquido de manera continua y los medios transportados por la bomba no están expuestas ni a la turbulencias, pulsaciones, ni a fuerzas centrífugas. Sencillamente bombea todo.

#### I. APLICACIONES

Todo lo que puede circular por una tubería, pasa por las bombas MOHNO, líquidos muy viscosos, abrasivos y ácidos fríos o calientes. Para los siguientes usos:

Industria azucarera, de dulces y chocolates, de bebidas, de conservas, de carnes, de la



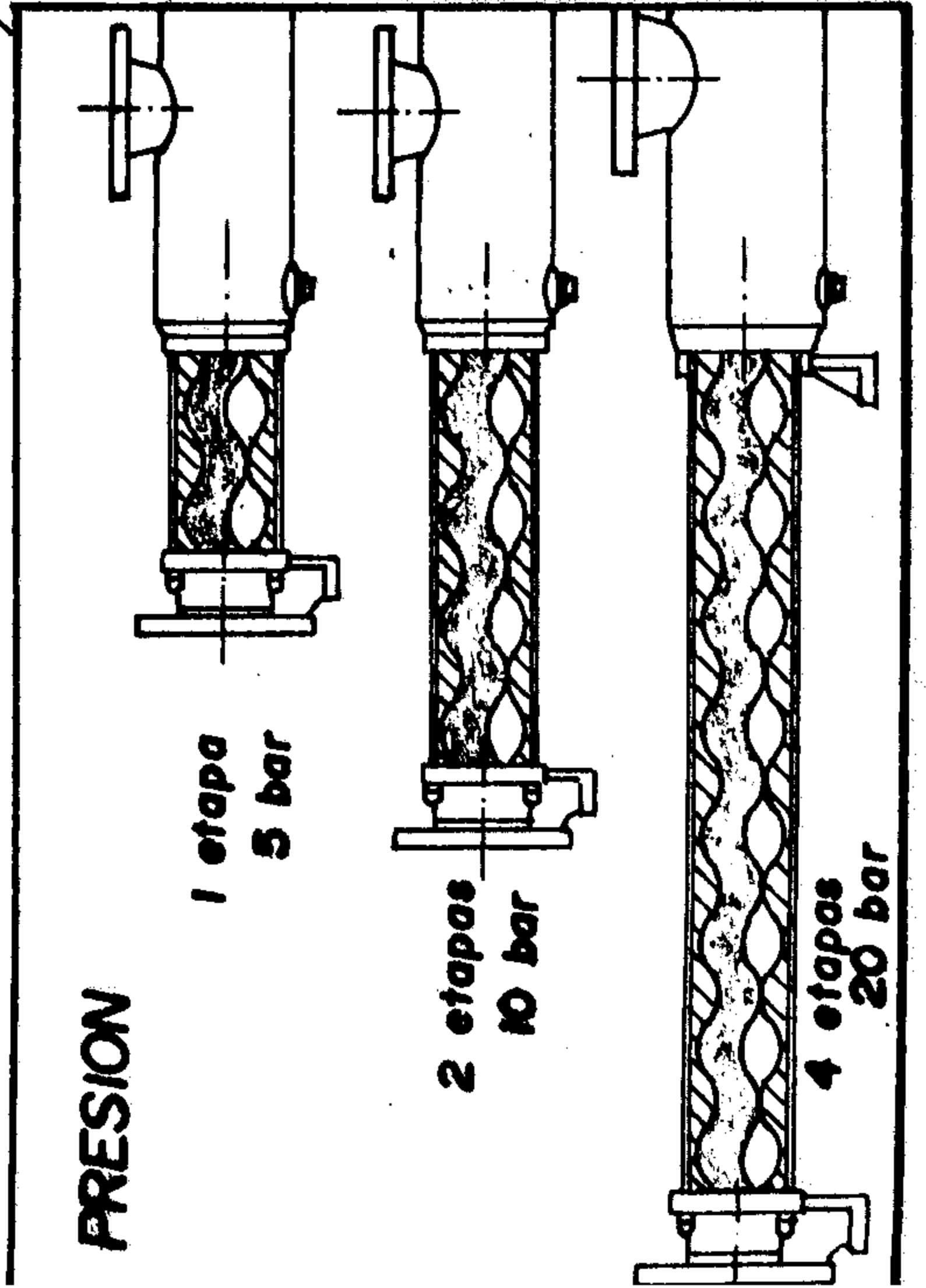
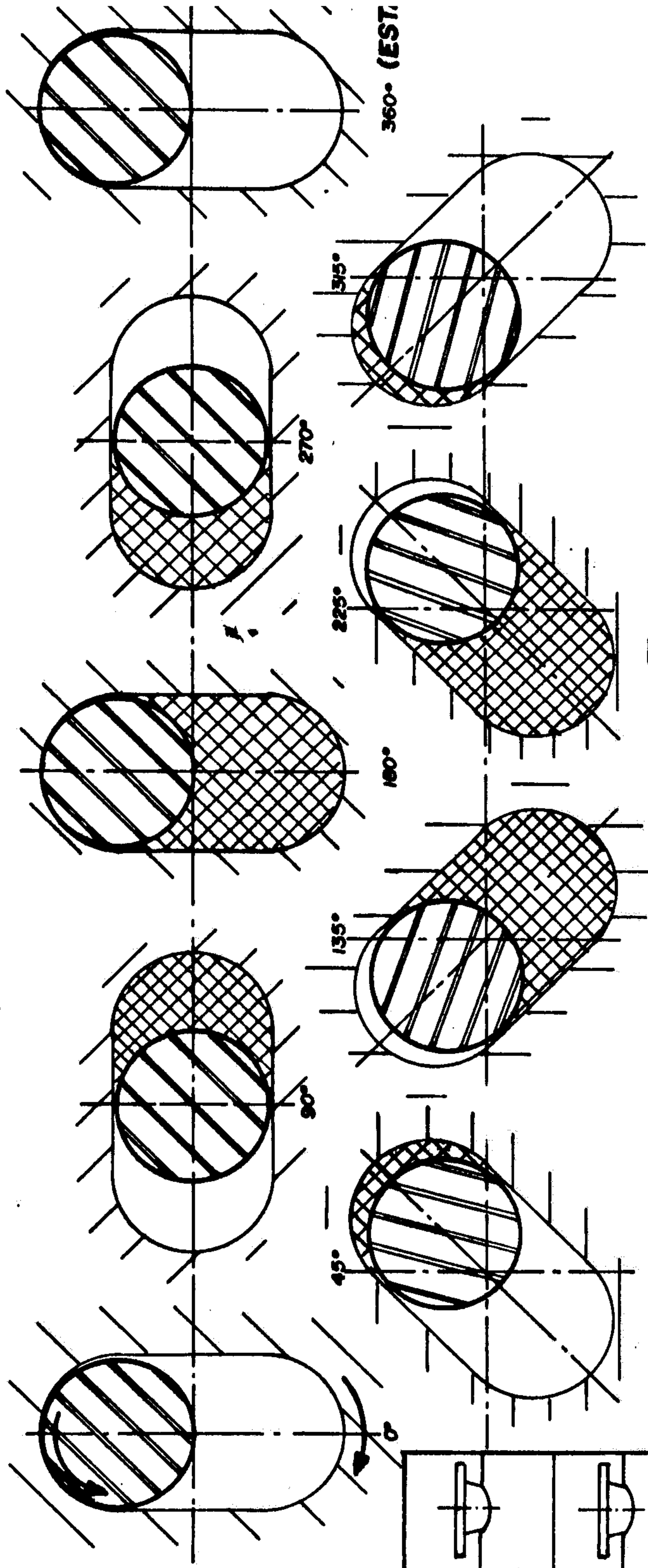
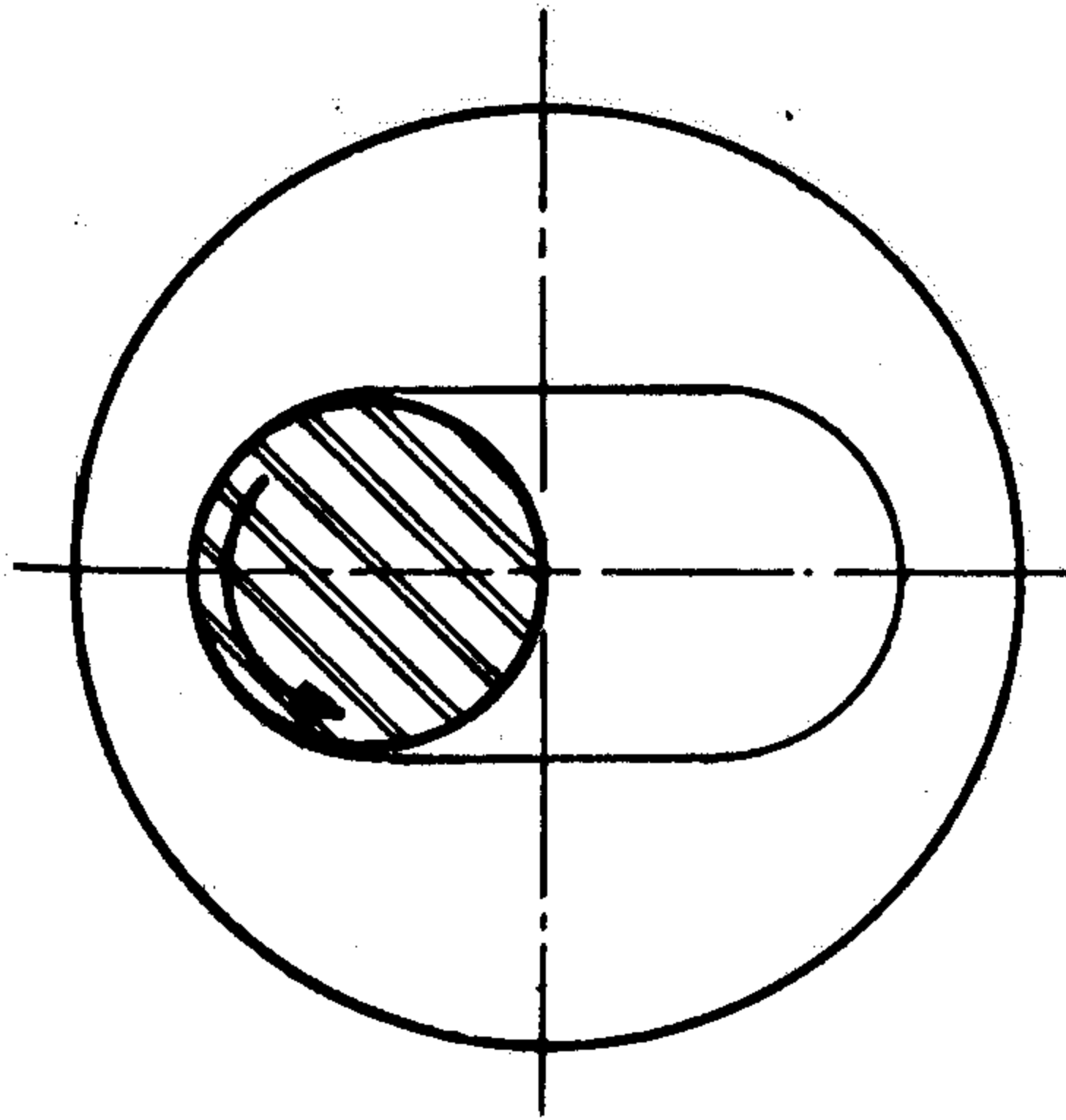
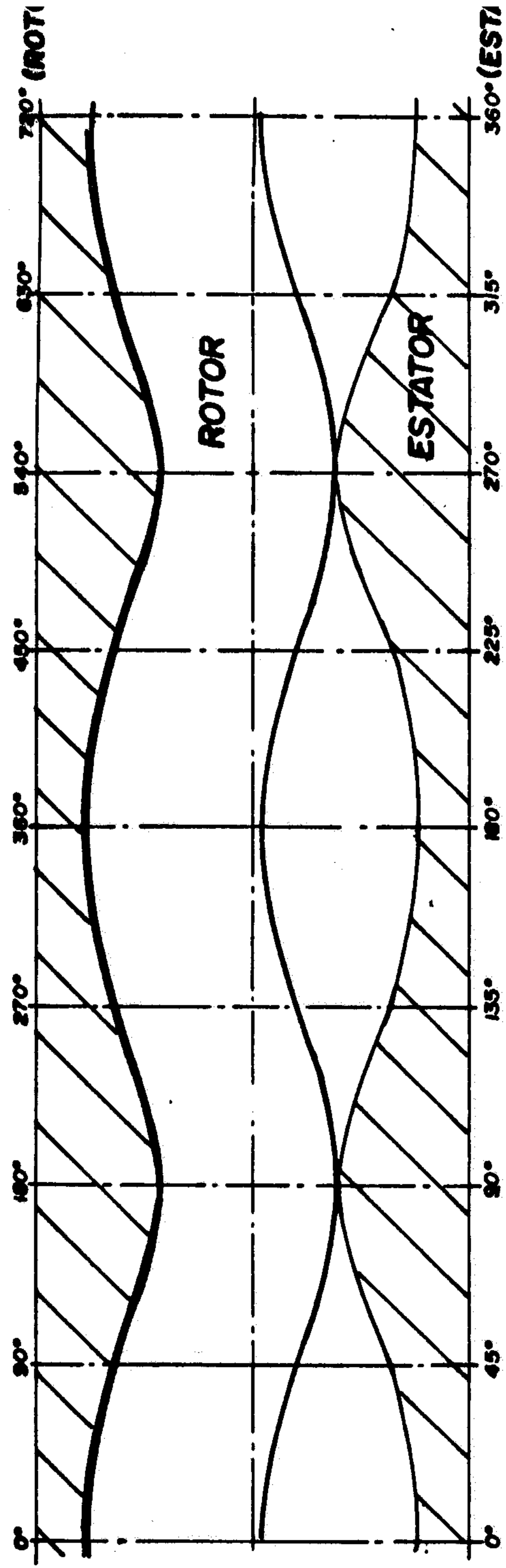


FIGURA N° 33

**FUNCIONAMIENTO DE LA BOMBA MOHNO NETZSCH**

pesca, de la pesca, oleaginosas, de productos alimenticios en general, de tintes, cosmética, química, petroquímica, de papel y celulósica, de minería, de la construcción naval, Tratamiento de agua y desague, Agricultura (Estiercol, removerlo o dispersarlo, en la producción de bio-gas, aguas residuales) y otras industrias.

## II. PROPIEDADES TÍPICAS

- Caudales hasta apróx. 160 m<sup>3</sup>/hr
- Para todos los fluidos que puedan hacerlo circular por una tubería, desde agua y similares hasta de alta viscosidad (hasta 1'000,000 de Centipoises) y con altas concentraciones de materias fibrosas o sólidas.
- Cuidadoso tratamiento del producto (bombeo)
- Temperatura de - 40 °C hasta 200 °C
- Desplazamiento rotativo, positivo, libre pulsaciones.
  - No necesitan válvulas, evitándose pérdidas por fricción.
- Caudal regulable por variación de velocidad.
- Dirección de bombeo, reversible.
- Presiones de impulsión hasta 20 bar, según

tamaño de bomba, incluso en los puntos más bajos de caudal y velocidad.

- Construcción sencilla, robusta y seguro.
- Calefaccionable o refrigerable.
- Auto-aspirante hasta 8.5 m vacuométrico, cuando es usa estator en elastómero, gracias a su principio.
- Máximo rendimiento con los productos de más alta consistencia y viscosidad.

#### 4.1.2 DATOS Y CALCULOS

En planta se dispone de una bomba mohno modelo MD80.

Capacidad	: 166 G.P.M (38.1 m <sup>3</sup> /hr)
Rotación	: 960 rpm
Presión de descarga	: 45. m
Potencia	: 5.0 HP (mínima)
Diámetro de bride	: 80 m.m.
Motor de "Delcrosa"	: Asincrono trifásico con rotor a jaula
Tipo	: NV 132 Ma 6
Potencia	: 5.5 HP
Ø eje salida	: 1 ½" (38. mm)

De la figura - 34, Rangos y perfomance de las bombas mohno, se puede observar que con esta bomba de simple etapa, la máxima presión de descarga es del orden de 65 PSI (4.48 bar), presión suficiente para nuestros

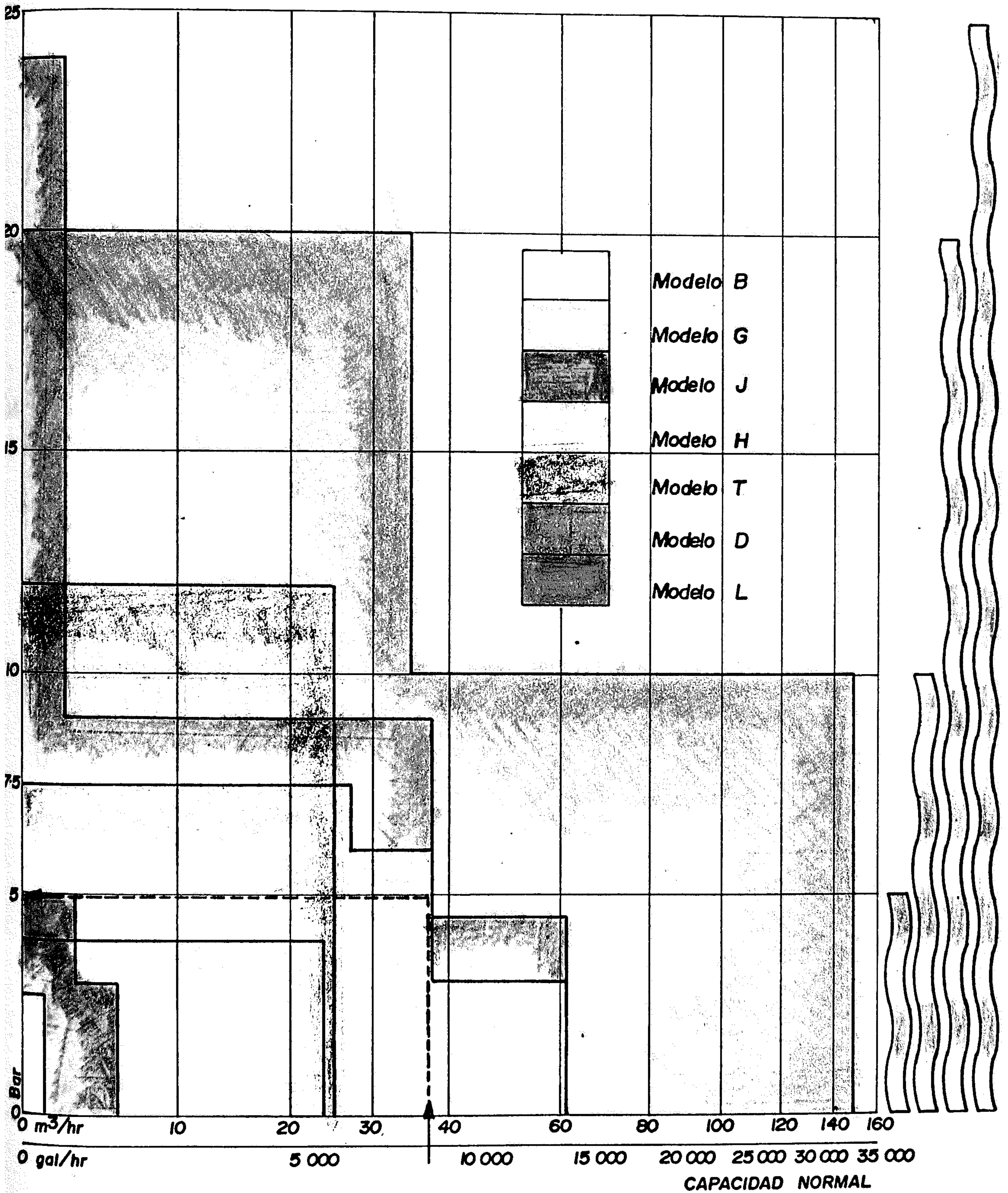


FIGURA N° 34

MAXIMA PRESION DE DESCARGA vs. CAPACIDAD NORMAL

requerimientos, dado que necesitamos unicamente succión negativa de 6.5 mts. En cuanto a la capacidad del digestor (86. m<sup>3</sup>), será necesario bombear durante 2.25 horas para lograr su recirculación total.

(Véase Apendice - 3, Detalles de bombas mohno).

#### ACOPLAMIENTOS

Para acoplar dos ejes en línea, se pueden disponer de dos tipos de acoplamientos: Rígidos y flexibles.

Los acoplamientos flexibles permiten una cierta desalineación de los ejes, debido a que las fuerzas que provocan cargas angulares axiales o paralelas son absorbidas en las juntas, enlaces o componentes pivotantes o deslizantes. Las capacidades mecánicas de los acoplamientos flexibles vienen limitadas de sus elementos flexibles.

Los acoplamientos rígidos son adecuados para aplicaciones donde la alineación de los ejes se mantienen con seguridad.

La selección de estos acoplamientos se efectúan por el diámetro de los ejes a enlazar, y sus capacidades están en relación directa a la capacidad de transmisión de potencia del eje de acero dulce al cual pueden ser acoplados.

### SELECCION DE ACOPLAMIENTO

Potencia de Selección = potencia real x Factor de Servicio. La aplicación es considerada medianamente impulsiva (factor de servicio = 1.5).

Por lo tanto la potencia de selección, será:  
 $= 5.0 \times 1.5 = 7.5 \text{ CV a } 960 \text{ rpm.}$

De los gráficos de Selección = Acoplamiento Flexible de Disco Tipo "Perfect".

No. de catálogo 7011 237 (véase Apéndice - 4 ; Selección y montaje, gráfico de selección y dimensiones)

### Acoplamientos Flexibles de Disco Tipo "Perfect"

6.4 CV a 5000 rpm, hasta 17.3 CV a 2700 rpm.

Los acoplamientos de disco flexible tipo "Perfect", se componen de dos cuerpos de aleación de aluminio con unos tetones que encajan en las muescas centrales de un disco de goma.

Estos acoplamientos pueden soportar un contacto esporádico con aceite, pero no deben ser suministrados en lubricantes.

## 4.2 PURIFICACION Y SECADO DEL BIOGAS

Las principales impurezas producidas en el proceso de



fermentación anaeróbica son el  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{S}$ , como el biogas se produce en medio acuoso, se tiene también agua de arrastre.

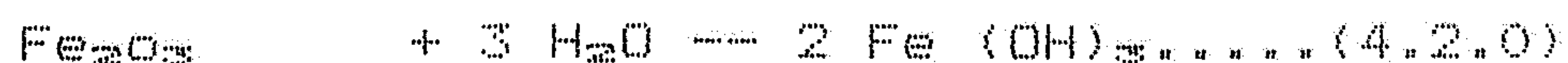
Si se eliminan:  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{S}$  y agua de arrastre se tendría prácticamente gas natural sintético, pero el hacerlo significaría aumentar el costo del gas y sofisticar el sistema. Tratándose de instalaciones destinadas exclusivamente para un uso, optamos por alternativas sencillas y baratas, por esta razón no se eliminará el dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ).

A continuación se explican los métodos para separar los demás contaminantes:

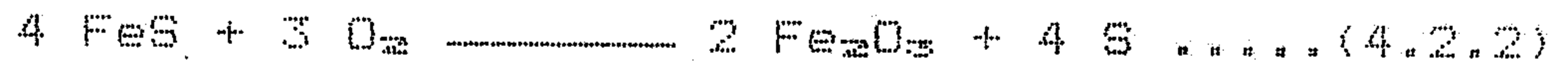
#### 4.2.1 ABSORCION SOLIDA

Este método se emplea para reducir la contaminación por  $\text{H}_2\text{S}$  del biogas y consiste en hacer pasar el gas a través de un separador que contenga óxido férrico, en su forma más sencilla puede usarse limadura de fierro oxidada al aire empacada en aserrin para ayudar a que haya el mayor contacto posible con el gas.

La relación que se lleva a cabo es: (según Fuels and Fuel Technology Vol.2 pp. 374 W. Francis, Pergamon Press, 1965).



La regeneración del  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  se lleva a cabo con un simple lavado y exposición al aire.



Este método es el más conveniente para reducir el contenido de  $\text{H}_2\text{S}$  en el biogas, eliminando así el riesgo de corrosión en compresores, tanques de almacenamiento y en general equipos donde se utilice el biogas.

Para una mayor eficiencia es aconsejable cambiar su contenido cada tres meses de los separadores de  $\text{H}_2\text{S}$ .

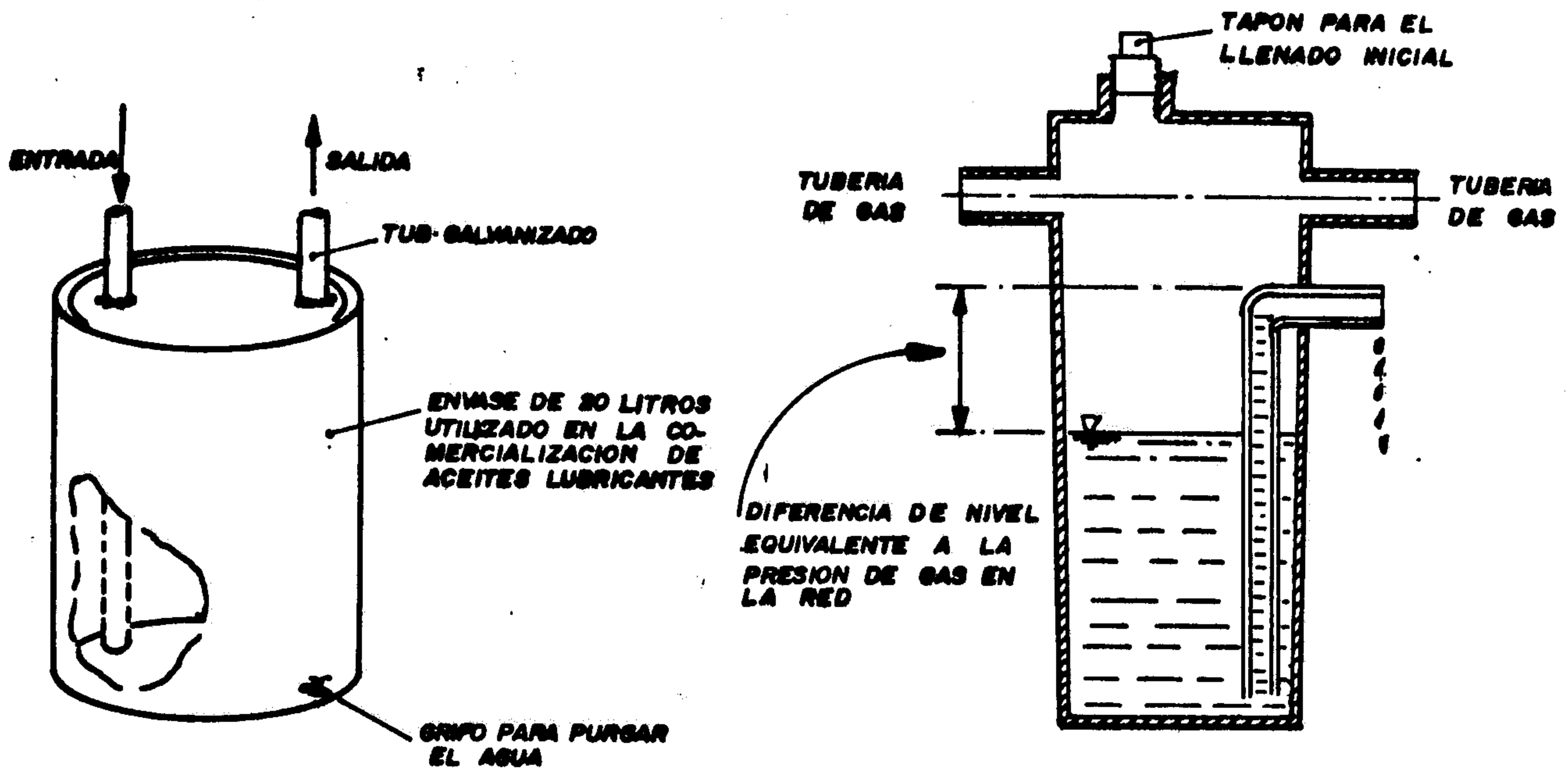
#### 4.2.2 ABSORCION DE AGUA

El agua de arrastre del biogas puede ser reducida haciendo pasar el gas a través de trampas ligeramente enfriadas para condensar el vapor de agua y eliminarlo. La determinación de humedad antes y después del separador indican que éste es capaz de retener toda el agua de arrastre, permitiendo pasar solamente la humedad de saturación del biogas ( $30 \text{ ml/m}^3$ ), la misma que requeriría de métodos criogénicos para eliminarse.

A la salida de la cámara de expansión antes descrita se instalará un separador de  $\text{H}_2\text{S}$  utilizan el método de óxido férrico. Véase figura - 35.



**ABSORCION DE AGUA**

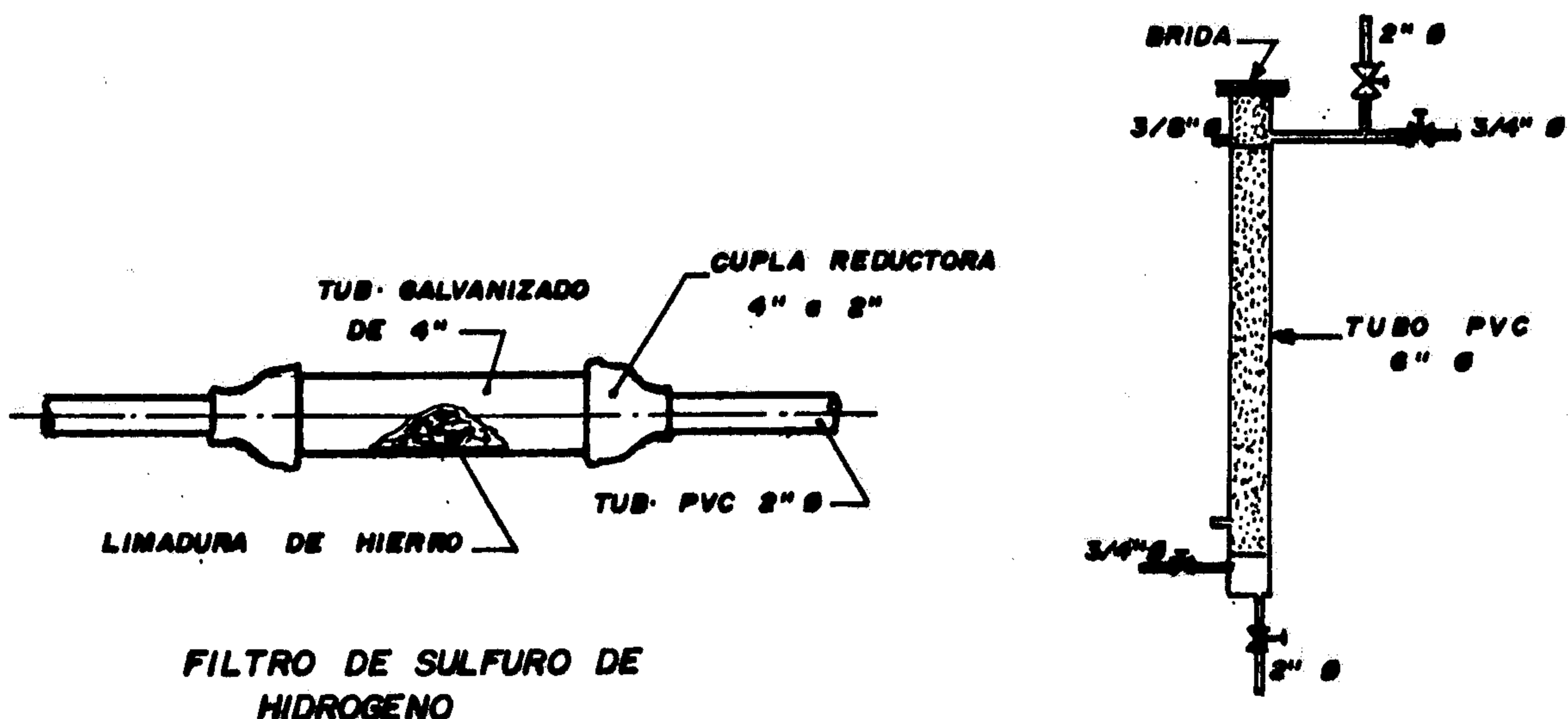


**DRENAJE SIMPLE**

**DRENAJE AUTOMATICO TIPO SIFON**

**FUENTE** *BIOGAS Energia y biofertilizacion - Manual de produccion y utilizacion - INTA EUGENIO C. GIL ESPINOZA 1983*

**ABSORCION SOLIDA**



**FILTRO DE SULFURO DE HIDROGENO**

**SEPARADOR DEL ACIDO SULFHDRICO (H<sub>2</sub>S)**

**FUENTE** *Utilizacion del BIOGAS ALFONSO FELIX ALMADA I.I.E. - MEXICO 1980*

El biogas se utilizará prácticamente seco y libre de  $H_2S$  eliminando así los riesgos de corrosión.

Varios constituyentes han sido identificados como componentes del biogas. En general hay dos gases principales producidos,  $CO_2$  y  $CH_4$ , que cuentan con casi también identificadas; sin embargo, su total es tan pequeño como para no ser considerado en el cálculo.

Si el gas fuese libre de  $H_2S$  tendría poco o nada de olor, el  $H_2S$  tiene un olor detectable en concentraciones desde 10 ppm.

La densidad del gas de digestión puede calcularse utilizandose la ecuación general de gases ideales:

$$\gamma = \frac{p \times PM}{R \times ^\circ T} \dots\dots\dots(4.2.3)$$

En donde:

$\gamma$  = Densidad del gas, Kg/m<sup>3</sup>

p = Presión estandar = 760 mm Hg

$^\circ T$  = Temperatura absoluta,  $^\circ K = 273.2 + ^\circ C$

R = Constante = 62.36  $\left[ \frac{\text{mm Hg X m}^3}{\text{Kg mole X } ^\circ K} \right]$

PM = Peso molecular del gas,  $\frac{\text{Kg masa}}{\text{Kg mole}}$

El peso molecular compuesto puede ser calculado

asumiendo porcentajes al peso de composición de  $\text{CH}_4$  y  $\text{CO}_2$  como sigue:

$$\text{PM} = \% \text{CH}_4 \times \text{PM metano} + \% \text{CO}_2 \times \text{PM Bióxido de carbono} \dots\dots\dots(4.2.4)$$

Asumiendo una composición de 30%  $\text{CO}_2$  se tiene:

$$\text{PM} = 0.7 \times 16 + 0.3 \times 44 = 24.4 \text{ Kg/Kg mole}$$

La densidad de este gas en condiciones estándares de 1 atm y 20 °C es:

$$\gamma = \frac{760 \times 24.4}{62.36 \times 293.2} = 1.015 \text{ Kg/m}^3$$

La eficiencia del proceso de digestión ha sido evaluada comúnmente por la cantidad de gas producido. En general se ha encontrado que por cada kilogramo de sólidos en suspensión volátiles.

El gas del lodo, en muchas plantas, ha sido derrochado. Este es verdaderamente un gasto porque tiene un valor de calor desde 4871 hasta 5350  $\text{Kg}\cdot\text{cal/m}^3$  y puede ser usado para mezclar el contenido del digestor. Por lo menos dos compañías (Pacific Flush Tank y Chicago Pump) han patentado procesos de recirculación de gas para la mezcla.

#### 4.3 COMPRESION Y ALMACENAMIENTO DEL BIOGAS

El gas puede ser utilizado directamente del contenedor primario en casi todos los equipos, pero en algunas ocasiones es conveniente tener un sistema de almacenamiento.

El biogas no se licua facilmente, las condiciones críticas del metano son  $-82.5\text{ }^{\circ}\text{C}$  y  $45.8\text{ atm}$ , por lo que no es fácil se comprimir y embotellar como el gas licuado (butano y propano). Lo que normalmente se hace es comprimirlo como gas y para hacerlo es necesario tomar en cuenta el factor de compresibilidad de la mezcla gaseosa, presión inicial final, volumen y espesor del tanque de almacenamiento etc. y con estos elementos seleccionar el compresor adecuado.

En el caso del biogas, considerando una relación de  $\text{CH}_4/\text{CO}_2 = 70/30$ , encontramos un factor de compresibilidad de 0.977 (Handbook of Fundamentals. American Society of Heating, Refrigerating and Air-Conditioning Engineers Inc. George Santa Co. Inc. - 1976), para todo fin práctico puede tratarsele como un gas ideal.

La presión a que se comprima el biogas será función de consideraciones técnicas y económicas que tomen en cuenta el contenedor a utilizar y la compresión requerida.

Partiendo de la base de utilizar elementos comunes en

el mercado y por regla general, los instrumentos de control funcionan a una presión manométrica de 25 Lb/pulg<sup>2</sup> man (1.75 Kg/cm<sup>2</sup>). Sin embargo en ocasiones es necesario suministrar una presión intermedia de 50 lb./pulg<sup>2</sup> man (3.5 Kg/cm<sup>2</sup>)

Muchas instalaciones estacionarias usan compresores del tipo de émbolo, los cuales pueden obtenerse en el mercado, en diferentes tamaños; su capacidad varía de 30 a 2500 pies<sup>3</sup>/min (50 a 250 m<sup>3</sup>/hr) a presiones de 60, 100 y 150 lb/pulg<sup>2</sup> (4.2, 7.0 y 10.5 Kg/cm<sup>2</sup>).

Se tomó la decisión de comprimir el biogas hasta 70 Lb/pulg<sup>2</sup> man (4,9 Kg/cm<sup>2</sup>), evitando de este modo calentamiento excesivo del equipo de compresión.

El contar con un sistema adecuado de compresión y almacenamiento de biogas no sofisticada la instalación, ni hace muy complicado su manejo, en cambio le da mucha flexibilidad en sus múltiples usos. Por otra parte facilita el transporte por tuberías a diferentes puntos y a la vez reduce el volumen del contenedor primario del digestor y la homogeneidad del gas aumenta por tener volúmenes considerables almacenados en el mismo sitio.

#### 4.3.1 SELECCION DE COMPRESOR

Entre los principales factores que se deben tomar en consideración, dispuestos hasta cierto punto en su importancia, se encuentran la velocidad de flujo, la carga o presión, las

limitaciones de temperatura, el consumo de potencia, la posibilidad de mantenimiento y el costo.

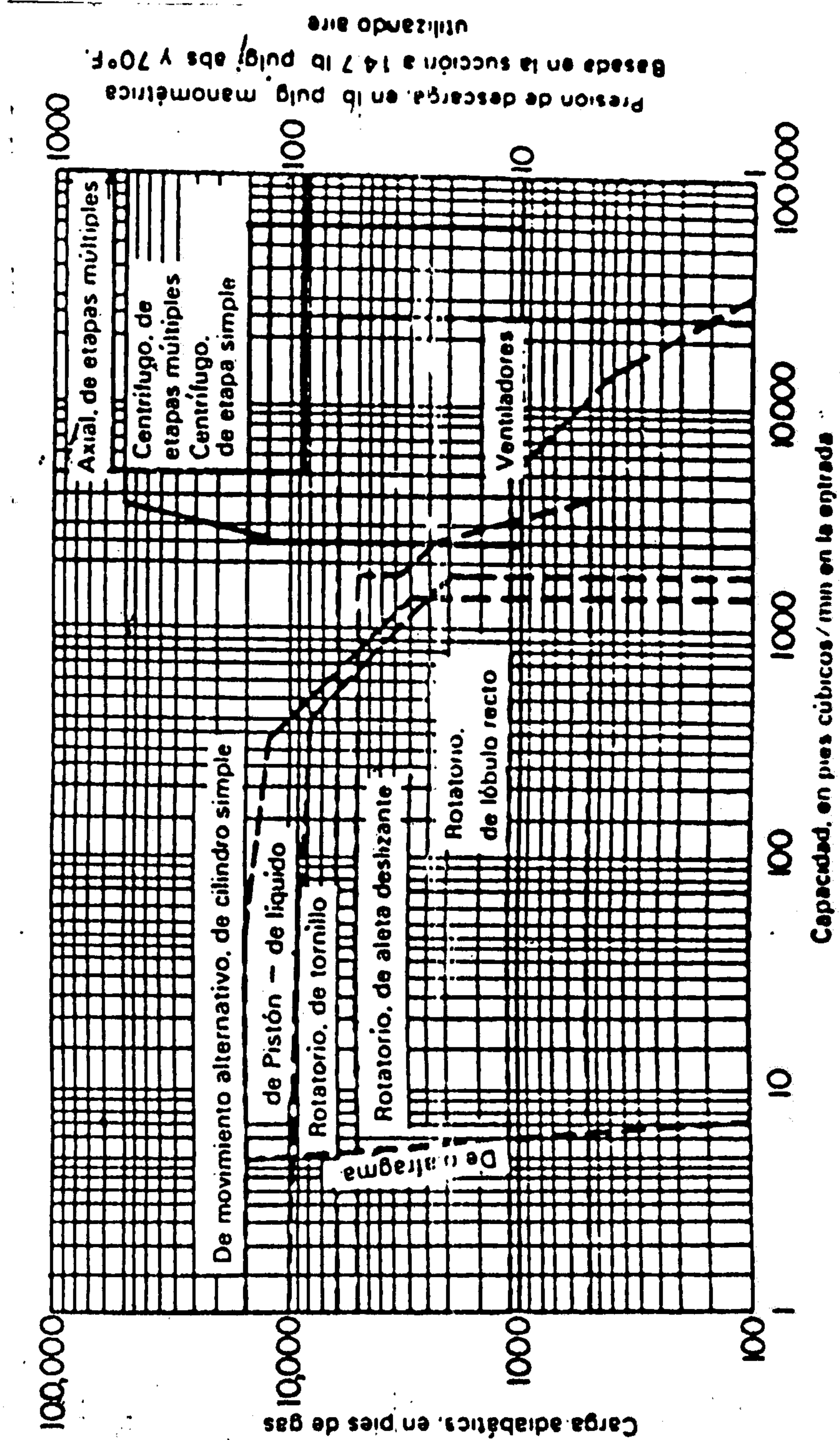
La gráfica general de la figura - 36, ayudará a definir el intervalo de operación de los tipos comunes.

Es costumbre evaluar el funcionamiento de un compresor, por su razón de compresión ( $P_2/P_1$ ). Estas presiones representan las condiciones de conexión de etapas en línea que interpretadas estrictamente, incluyen las cargas por velocidad en la línea.

La eficiencia o rendimiento de los compresores suele expresarse como eficiencias isentrópicas, es decir, sobre la base de un proceso adiabático y reversible ( $n = k = C_p/C_v$ ). En algunos casos se indica la eficiencia isotérmica, lo que simplificaría los cálculos de diseño. Por tanto, la mayoría de compresores se basan en las curvas adiabáticas. Para compresores alternativos, la eficiencia isentrópica generalmente es del orden del 60 al 85% y la eficiencia isotérmica es del 50 al 60%.

A partir de las ecuaciones fundamentales de la Termodinámica pueden obtenerse las expresiones de la energía teóricamente necesaria para

FIGURA - 36



**GRAFICA DE ALCANCES DE COMPRESOR, BASADA EN LA GAMA OPERACIONAL NORMAL DE LOS TIPOS COMERCIALES QUE SE IN-**

**DICAN.** Líneas continuas, usese la ordenada de la izquierda, cargas.  
 Líneas de guiones, utilícese la ordenada de la derecha, presiones.

Fuente : PERRY R., CHILTON C.  
 1986

compresores de gases:

- Relación de presión, volúmen y temperatura para gases ideales:

$$\frac{P_2}{P_1} = \left[ \frac{V_1}{V_2} \right]^K = \left[ \frac{T_2}{T_1} \right]^{\frac{K}{K-1}} \dots\dots\dots(4.3.1)$$

- Carga adiabática:

$$H_{ad} = \frac{k}{k-1} R T_1 \left[ \left[ \frac{P_2}{P_1} \right]^{\frac{K}{K-1}} - 1 \right] \dots\dots\dots(4.3.1)$$

en donde:

R = Constante de gas (1544 pies/lb-mol) °R)

T<sub>1</sub> = Temperatura absoluta °R

Puesto que el trabajo realizado en el gas es igual al producto de la carga y el peso del gas manejado, el caballaje de potencia adiabática es:

$$HP = \frac{WH_{ad}}{550} = \frac{k}{k-1} \times \frac{W.R.T_1}{550} \left[ \left[ \frac{P_2}{P_1} \right]^{\frac{K}{K-1}} - 1 \right] \dots\dots\dots(4.3.3)$$

$$HP = 0.00436 G_1 . P_1 = \frac{k}{k-1} \left[ \left[ \frac{P_2}{P_1} \right]^{\frac{K}{K-1}} - 1 \right] \dots\dots\dots(4.3.4)$$

en donde:

w = Peso de gas Lb

H<sub>ad</sub> = Carga adiabática, pies



$G_1$  = Flujo volumétrico o caudal de gas, en las condiciones de entrada, pies<sup>3</sup>/min

$P_1$  = Presión en la entrada, lb/pulg<sup>2</sup> absoluto

$K$  = Relación entre calor específico del gas a presión constante y el calor específico del mismo gas a volumen constante.

El aire y varios otros gases tienen un valor de  $k = 1.39$  a  $1.41$

Un aspecto a considerar es si una o de dos etapas es el mejor para nuestras necesidades.

He aquí algunos datos aplicables a la mayoría de los compresores:

#### Compresor de una etapa

- El costo inicial es menor
- Baja presión (menos de 150 psi)
- Adecuado para servicio intermitente
- No es tan eficiente (menos del 70%)
- El costo de operación es un poco más alto
- El costo de mantenimiento es algo mayor

#### Compresor de dos etapas

- Construido para mayor duración
- La eficiencia suele ser mayor (más del 75%)
- Es mayor para servicio continuo
- Para alta presión (mas de 150 psi)
- Ahorra hasta 25% de energía eléctrica
- Requiere menos mantenimiento

Es difícil dar una regla fija para seleccionar el compresor correcto. Hay demasiadas variaciones en las condiciones de operación. Además, hay muchas discusiones en cuanto equipo para uso intermitente o continuo.

En muchos casos, un tanque de mayor capacidad contrarresta la demanda periódica excesiva del flujo. Esto permite que la planta consuma, por periodos cortos, el gas almacenado con más rapidez que la capacidad real del compresor.

La cantidad de biogas que consumirá la planta en forma continua será del orden de 9.83 m<sup>3</sup>/hr, que equivale a 5.9 pies<sup>3</sup>/min.

Las condiciones de servicio normales para la compresora son:

- Tiempo de funcionamiento diario entre 8 y 12 horas
- Factor de servicio de 60 a 75% (relación entre el tiempo de compresión y el de parada)
- Diferencia de regularización mínima de 50 lb/pulg<sup>2</sup> man (3.5 Kg/cm<sup>2</sup>)
- Presión de salida, 70 Lb/pulg<sup>2</sup> abs.
- Presión en la entrada (0.2 m C. H<sub>2</sub>O) = 14.98 Lb/pulg<sup>2</sup> abs.
- Flujo volumétrico o caudal del gas = 5.9 pies<sup>3</sup>/min, en las condiciones de entrada.
- Razón de compresión ( $P_2/P_1$ ) = 4.673,  $K = 1.4$

## CUADRO - 45

## TAMAÑO Y TIPO DE MAQUINA PARA OPTIMO SERVICIO

INTERCALACION CORTE DEL COMPRESOR (psi)	FLUJO INTERMITENTE UTILIZADO (A) 3 (PIESM / MIN TOTALES)	FLUJO CONTINUO UTILIZANDO (b) 3 (PIESM / MIN TOTALES)	HP REQUERIDO EN EL COMPRESOR	
			DOS ETAPAS	UNA ETAPA
70 - 100	HASTA 6.6	HASTA 1.9	---	1/2
	6.7 --- 10.5	2.0 --- 3.0	---	3/4
	10.6 --- 13.6	3.1 --- 3.9	---	1.
	HASTA 14.7	HASTA 4.2	1.	
70 - 100	13.7 --- 20.3	4.0 --- 5.8	---	1.1/2
	14.8 --- 22.4	4.3 --- 6.4	1.1/2	
	20.4 --- 26.6	5.9 --- 7.6	---	2.
	22.5 --- 30.4	6.5 --- 8.7	2.	
70 - 100	30.5 --- 46.2	8.8 --- 13.2	3.	
	46.3 --- 60.0	13.3 --- 20.0	5.	
	60.1 --- 73.0	20.1 --- 29.2	7.1/2	
	73.1 --- 100.0	29.3 --- 40.0	10.	
120 - 150	HASTA 3.8	HASTA 1.1	---	1/2
	3.9 --- 7.3	1.2 --- 2.1	---	3/4
	7.4 --- 10.1	2.2 --- 2.9	---	1.
	HASTA 12.7	HASTA 3.6	1.	
120 - 150	10.2 --- 15.0	3.0 --- 4.3	---	1.1/2
	12.7 --- 20.0	3.7 --- 5.7	1.1/2	
	15.1 --- 20.0	4.4 --- 5.7	---	2.
	20.1 --- 25.9	5.8 --- 7.4	2.	
120 - 150	26.0 --- 39.2	7.5 --- 11.2	3.	
	39.3 --- 51.9	11.3 --- 17.3	5.	
	52.0 --- 67.5	17.4 --- 27.0	7.1/2	
	67.6 --- 92.5	27.1 --- 37.0	10.	

(a) Estas cifras no se deben considerar como capacidad real del compresor en volumen de flujo libre. Se ha utilizado un factor para tener en cuenta la operación intermitente.

(b) Usar estas cifras cuando la naturaleza del equipo es tal que requiere suministro continuo en su operación normal. Las cifras representan el flujo libre real entregado por los compresores listados.

FUENTE: "Equipo Industriales" Tomo 1

Guía práctica para Reparación y Mantenimiento: McGRAW - HILL

Reemplazando valores en la ecuación (4.3.4),  
se tiene :

$$\text{HP}_{\text{del gas}} = 0.00436 \times 5.9 \times 14.98 \times \frac{1.4 \left[ (4.673)^{0.2857} - 1 \right]}{0.4}$$

$$\text{HP}_{\text{del gas}} = 0.75$$

$$\text{HP}_{\text{del eje}} = \frac{\text{HP}_{\text{del gas}}}{\text{Eficiencia}} = \frac{0.75}{0.65} = 1.15$$

$$\text{HP}_{\text{del eje}} = 1.15$$

Con este valor recurrimos al cuadro - 45,  
seleccionamos un compresor de 1.5 HP, de una  
Etapa y de movimiento alternativo.

#### 4.3.2 TANQUE Y EQUIPO DE ALMACENAMIENTO DEL BIOGAS

El gas se almacena en recipientes dilatables ya sea del tipo ó sello líquido. Los recipientes de sello líquido son muy conocidos. Son de formas cilíndricas, cerrados en la parte superior y un volumen que varía mediante su ascenso y su descenso en un depósito anular, con sello de agua. Los recipientes de sello seco en cambio tienen una parte superior rígida fija a las paredes laterales.

También se puede almacenar el gas en recipiente de presión, botellas y líneas de tuberías. El almacenamiento de gas a presión no sólo reduce el volumen, sino que, en muchos casos, lo licua

a temperatura ambiente. Algunos de los gases que se encuentran en esta categoría son el  $\text{CO}_2$ , varios gases del petróleo, el cloro, el amoniaco, el dióxido de azufre y algunos tipos de freón.

El término "botella" se aplica por lo común a un recipiente de presión suficientemente pequeño para ser convenientemente portátil.

Una línea de tuberías no es por lo común un dispositivo de almacenamiento; sin embargo, se pueden enterrar tuberías en una serie de líneas paralelas y conectadas y utilizando para el almacenamiento. Esto evita la necesidad de proporcionar cimentaciones y la tierra protege a la tubería contra los extremos de temperatura.

Un recipiente a presión es aquel que se utiliza para almacenar fluidos a presiones superiores que la atmosférica. Por condición de ser un recipiente a presión, éste será totalmente cerrado y construido de metal.

El diseño de los tanques de almacenamiento implica la consideración de detalles, como dimensiones de las aperturas, número de las mismas, controles de temperatura y presión necesarias y la posible acción del material almacenado. Las paredes deben tener un espesor

suficientemente grande como para que el tanque pueda usarse con seguridad con todas las condiciones operativas.

Hacer una clasificación rigurosa de los recipientes a presión es algo difícil y tedioso, pues los factores que intervienen son grandes. Pero hay un factor preponderante que salta a la vista, y este factor es la forma del recipiente; cilíndricos de tapas planas, cilíndricos con extremos formados, esféricos y de formas especiales.

a. Recipiente a presión, cilíndrico con extremos formados.

Se ha desarrollado código a través de los esfuerzos del Instituto Americano del Petróleo (API) y la Sociedad Americana de Ingenieros Mecánicos (ASME) para gobernar el diseño de tales recipientes. Los requerimientos funcionales imponen ciertas condiciones de operación con respecto a la temperatura, presión, limitaciones de dimensiones y cargas variables. Si el recipiente diseñado no cumple con alguno de estos requerimientos, el recipiente puede fallar en servicio, la falla puede ocurrir de una u otra forma tal como:

- Deformación plástica

- Inestabilidad elástica

La falta puede resultar también de la corrosión, desgaste ó fatiga. El diseño de un recipiente para protegerlo contra tales fallas involucra las consideraciones de estos factoriales y propiedades físicas de los materiales.

b. Finalidad del tanque

El tanque de almacenamiento ubicado entre la compresora y los puestos de utilización tiene por finalidad.

- Estabilizar la presión, para obtener un rendimiento uniforme.
- Regularizar el caudal.
- Almacenar la energía.
- Garantizar una regulación correcta, limitando el número de arranques o de puestas en vacío.
- Enfriar el gas y retener una parte del condensado.
- Absorber picos de consumo momentáneos.

c. Determinación del volúmen

El cálculo de la capacidad de un tanque es un problema complejo porque depende de varios factores:

En particular, la capacidad depende:

- Del factor de servicio admisible para la

compresora.

- De la diferencia de regulación y de la presión de servicio.
- De la relación entre el caudal de la compresora y el consumo.

Sea:

$Q_3$  = El caudal de la compresora 164.  
Lt/min.

$P_3$  = La presión de servicio 4.0  
Kg/cm<sup>2</sup>

$V_4$  = El volumen del tanque en Lt.

$$V_4 = K_3 \cdot \frac{Q_3}{P_3} \begin{cases} K_3 = 2.5 \text{ si el consumo es} \\ \text{uniforme} \\ K_3 = 5.0 \text{ si el consumo es} \\ \text{irregular.} \end{cases}$$

Reemplazando valores se tiene:

$$V_4 = \frac{205}{\text{-----}} \text{ Litros}$$

En ciertos casos, el tanque puede ser calculado para conservar una autonomía en caso de parada de la compresora.

Así se puede asegurar el caudal pedido entre dos presiones indicadas (Ej. 3.5 y 5 Kg/cm<sup>2</sup>) durante el tiempo determinado.

#### d. Construcción del Tanque

Los tanques se construyen con planchas de acero y responden a estándares de construcciones vigentes.



Todos los tanques deben ser comprobados a una presión de prueba = 1.5 x Presión de servicio. Para nuestro caso será:

Presión de prueba = 6.0 Kg/cm<sup>2</sup>

Conforme a la reglamentación, el tanque deberá llevar una apertura normalizada para inspecciones. La válvula de seguridad que equipará el tanque está prevista para un caudal determinado. No será necesario anclar el tanque, una zapata de jébe puede amortiguar una eventual resonancia del Tanque.

El conjunto de enlace llevará una tubería flexible, recomendable para las compresoras montadas sobre dispositivos antivibratorios. Sus principales objetivos de la tubería flexible son:

- Aisla las demás tuberías de las vibraciones.
- Evita esfuerzos de las tuberías.
- Permite pequeños desalineamientos del conjunto.
- Absorbe las dilataciones de las tuberías rígidas.

La tubería flexible no debe trabajar en tensión. Se debe proveer una ligera holgura al montarla (aprox. 1% de su

largo).

Para el caso en estudio, en planta disponemos de un tanque Neumático Pequeño Vertical; la misma que servirá para el almacenamiento de gas.

#### Características del Tanque

Presión Máxima : 128 psi (9.0 kg/cm<sup>2</sup>)

Volúmen : 141 pies<sup>3</sup> (4.0 m<sup>3</sup>)

Cuerpos y tapas: Planchas de fe Negro 5/16"  
de espesor

Accesorios : Válvula de seguridad,  
válvula de regulación, manómetro, drenaje, soporte del tanque, ducto de carga y descarga, salida adicional.

Peso : 2,730 Lbs. (1240 Kg).

#### 4.4 SELLADOS, PRUEBAS DE HERMETICIDAD DE DIGESTORES E INSTALACIONES DE ACCESORIOS

La calidad del acabado y sellado de la construcción de un digestor es de suma importancia para obtener una adecuada hermeticidad especialmente en las paredes que se encuentran en contacto con el biogas y de esta forma garantizar que no existen un sellado eficiente tanto en las paredes como en el fondo.

#### 4.4.1 SELLADO

Materiales: Sika - 1

Sineseal - 100

Cemento

La última tarea en la construcción de los digestores es cubrir con algún impermeabilizante la superficie interior, para asegurar un sellado hermético.

El sellado puede hacerse en forma total y de la siguiente forma: preparar una lechada Sika 1 + agua en una proporción de 1:10 respectivamente; a esto agregar cemento puro hasta obtener una consistencia pastosa.

Humedecer previamente la superficie y después aplicar la lechada preparada anteriormente, con ayuda de una brocha.

Por otro lado, el sellado puede hacerse en forma localizada después de las pruebas de hermeticidad y solamente en las zonas en que se detecten fugas de agua y/o de gas y con los mismos productos mencionados anteriormente. Para el efecto se pica solamente donde existen las fallas.

En la cámara de almacenamiento de gas se aplicará 2 capas de cemento puro antes que el impermeabilizante .

#### 4.4.2 PRUEBAS DE HERMETICIDAD

Terminada la construcción del digestor, se tiene que someterlo a rigurosas pruebas de control de hermeticidad; sólo cuando las pruebas muestran que todo el digestor se encuentra sin problemas de fugas de gas y agua, especialmente en la cámara de almacenamiento de gas, estará en condiciones adecuadas para ser llenado con el material orgánico respectivo.

Si las pruebas dieran resultados negativos, las rajaduras o fallas se pueden localizar y ser reparadas inmediatamente.

También cuando el digestor esté en uso se realizará frecuentemente revisiones de mantenimiento; las pruebas de hermeticidad que se hagan corresponderán a las presiones para las cuales ha sido diseñado el digestor.

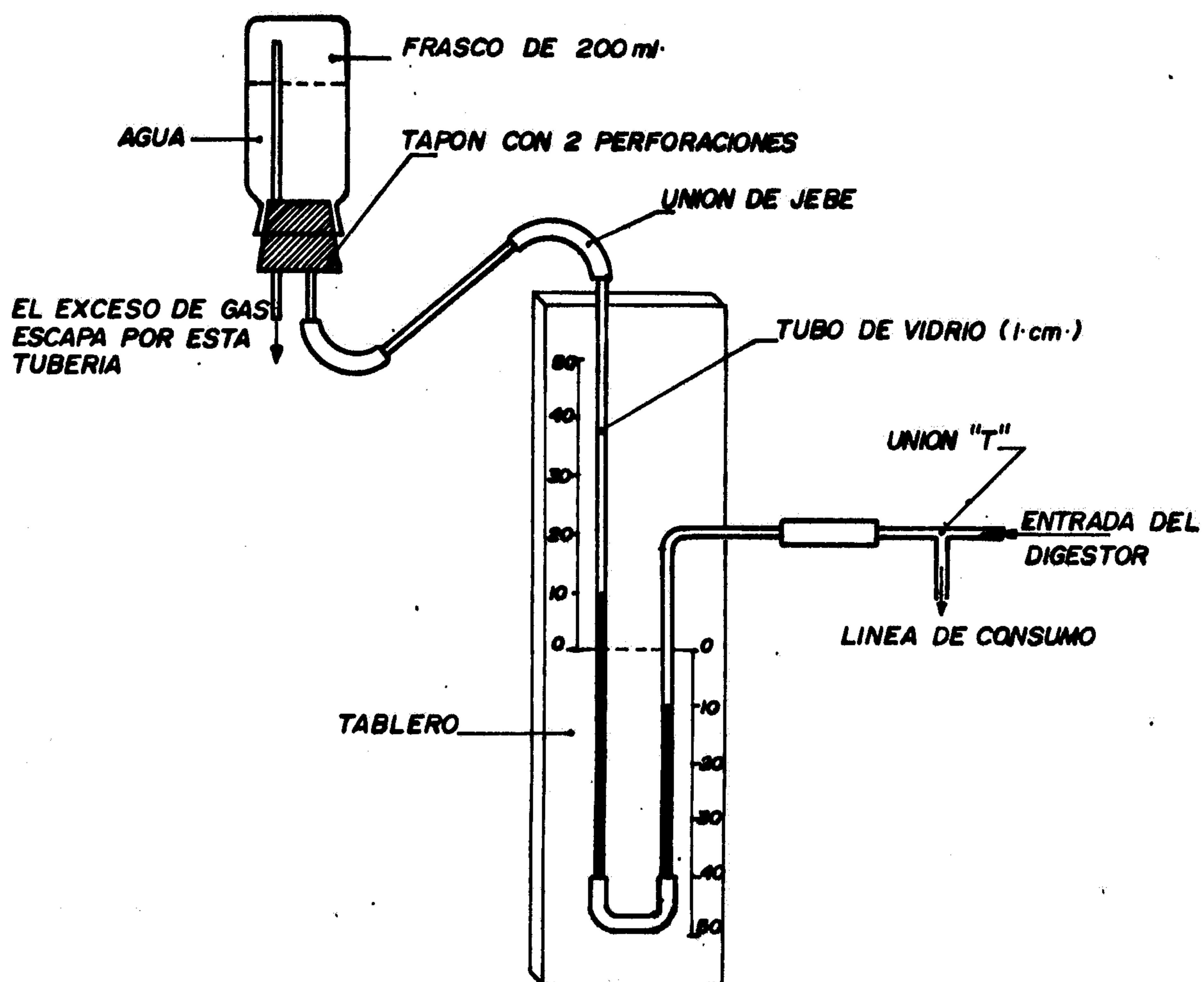
#### Pruebas más comunes para detectar fallas en la construcción de los digestores

- Esta prueba consiste en llenar el digestor con agua, hasta que el nivel alcance la mitad de los compartimientos (orificios) de entrada y salida. Se deja así por 4 - 6 horas hasta que las paredes se saturen; luego se anotan el nivel del agua.

Después de un día se ve si hay algún cambio

**MEDIDOR DE PRESION**  
**( 20· cm· col· de agua )**

**MANOMETRO DE COLUMNA DE AGUA  
 FUNCIONA COMO VALVULA DE  
 SEGURIDAD**



**FIGURA N° 37**

en el nivel del agua. Si existe caída en dicho nivel, esto nos indica que hay aberturas ya sea en las paredes o en el fondo y cuando al nivel de agua se estabiliza debe hacerse una nueva marca en la pared. Esto es indicio de que las fugas están entre la marca inicial y la nueva marca. Si no baja el nivel del agua, significa que el digestor no presenta ninguna falla de construcción en el fondo y las paredes y que está a prueba de fugas de agua.

- Para detectar fallas por el gasómetro. Prueba con un manómetro.

Esta se realiza después de efectuar la prueba por llenado de agua y de curar las fallas del digestor y de la tubería, con un manómetro, que es la herramienta usada para medir la presión dentro del tanque de biogas.

#### Uso del manómetro

Luego de que la rajaduras del fondo y las paredes han sido resanadas y se tiene la seguridad de que estén a prueba de agua; conectar el manómetro a la tubería de gas que se encuentra en la tapa fija del digestor (gasómetro) y después agregar agua por el orificio de carga hasta registrar una lectura de 40 - 60 cms. de desplazamiento de agua en

el manómetro. También se puede agregar aire por la tubería de gas hasta registrar una notable diferencia de desplazamiento de la columna de agua en el manómetro (40 - 60 cms); marcar la lectura manométrica y esperar un día. Después, si se observa alguna caída en la presión (baja la lectura manométrica) de 1 - 2 cms, en la columna de agua nos indican que existen fugas por el gasómetro y por lo tanto hay que localizarlas y resanarlas, para nuevamente repetir la prueba, y si no existe caída de presión en el manómetro, el digestor se encuentra a prueba de fugas de gas y apto para recibir la carga inicial.

#### 4.4.3 INSTALACIONES DE ACCESORIOS

Como sucede con otras unidades de la planta de tratamiento, ciertos accesorios para la operación debida.

Facilidades para el control de lodo, color, etc.

##### - Aperturas y equipos de acceso

Es importante que se provean aberturas de acceso en el digestor para permitir reparaciones, renovaciones y limpieza. Comúnmente se proveen pozos de revisión en el

techo o cubieta para permitir el acceso del operador.

Además, las cubiertas del digestor son previstas usualmente con pozos de muestreo que son equipados de cierre rápido.

Otra manera de proveer acceso es a través de las paredes laterales. Independientemente del tipo, propósito o situación de éstas aberturas, deben ser herméticas contra agua y gas.

#### - Tuberías

Son necesarias para la adición, recirculación retiro de lodo, muestreo y colección del gas.

Las tuberías de lodo deben tener un mínimo de 4 pulgadas de diámetro. Las líneas mas pequeñas son propensas a obstruirse y requieren frecuentes limpiezas. La situación del tubo es dependiente del arreglo de los digestores, intercambiadores de calor y otro equipo.

La tubería de retiro deben de ser preferiblemente de 6 pulgadas de diámetro que a la ve actuaran por rebose, aliviando el problema de la acumulación de nata.

La recirculación del lodo se puede hacer



removiendo el lodo digerido, por supuesto desde la parte inferior del digestor. Los arreglos de tuberías y válvulas se deben de hacer para que el bombeo de lodo pueda ser usado para varios propósitos.

La tubería de gas son comunmente tubos de dos pulgadas de diámetro inclinados en la direccion de la trampa de goteo. Es necesario que los tubos de gas no tengan puntos altos a menos que estén equipados con válvulas de aire.

#### 4.5 MANTENIMIENTO FISICO Y DISPOSITIVOS DE SEGURIDAD DE PLANTA

##### 4.5.1 MANTENIMIENTO

- Es esencial que todos los componentes del sistema estén libres de fugas de gas y agua, para eliminar pérdidas del mismo, acumulación del gas combustible en áreas confinadas, por motivos de seguridad, así como la entrada del aire al sistema lo que inhibe el proceso. Por lo tanto deberán efectuarse inspecciones rutinarias por lo menos una ve por semana, para asegurar que no se presente este tipo de fallas, y permitir su corrección en el momento de ser detectadas.
- Los lugares más comunes de rajaduras y donde

ocurren fugas y agua son las juntas de las paredes (33), la cubierta del tanque y en la conexión del tubo de salida de gas. Se deberá también aplicar un recubrimiento a base de pintura anticorrosiva a todas las partes metálicas internas del sistema, así como a las tuberías y conexiones en constante contacto con el biogas, de esta forma estaremos evitando cualquier corrosión (34).

- Una vez al año, por lo menos debe hacerse una limpieza completa de la planta. Esta consiste en vaciar todo el contenido y sacar todos los sedimentos que se acumulan en el fondo del tanque. Se deberá efectuar una inspección cuidadosa del interior del mismo para detectar y corregir problemas de construcción que pudieran haberse presentado.
- Así mismo, debe verse lo relativo al mantenimiento de equipos auxiliares al digestor (si las tuvieran) usados en la planta.
- En digestores tipo Hindú con campana metálica, es recomendable quitar ésta por lo menos una vez al año, para pintarla como se ha mencionado.

#### 4.5.2 DISPOSITIVOS DE SEGURIDAD

- El biogas puede causar explosiones al tener como principal componente metano, el cual tiene niveles de explosión que van desde 5 hasta 15% (proporción en volumen con aire).
- Tomando en cuenta que la composición típica del biogas entre 60 y 70% de metano, los niveles de explosión son de 7 a 24% de biogas en aire (en volumen).
- Al encender fósforos o bien al producir chispa por choques metálicos, el gas puede alcanzar temperaturas de 650 a 750 °C a las cuales puede deflagar o explotar (35).
- La densidad y su composición son también factores importantes en la seguridad, pues tomando en cuenta que la densidad del aire es de 1.298 gr/lt. y que considerando un contenido de 30% de CO<sub>2</sub>, la densidad del biogas llega a 1.015 gr./lt., este es más ligero que el aire y puede diluirse en él fácilmente. Si la proporción de CO<sub>2</sub>, rebasa el 46%, el biogas se vuelve más denso que el aire, subiendo su límite de peligrosidad ya que puede ser asfixiante cuando su acumulación causa 13% es positivamente sofocante.
- Por todas estas razones, hay que tomar

precauciones en manejo de biogas, similares a las que se tienen con cualquier gas combustible, es decir:

- a. No acumular material inflamable cerca del tanque de digestión y en caso de fugas de gas evitar producir chispas, evitándose de esta manera explosiones peligrosas.
- b. Al llenar tanques con biogas, éstos deben de estar libres de oxígeno, al igual que las líneas de transporte.
- c. Se deben realizar pruebas de fugas con agua jabonosa.
- d. Cuidar que no hayan flamas, brasas, chispas o zapatos con clavos que produzcan chispas en las áreas de compresión y carga.
- e. Cuando sea necesario penetrar al tanque para limpiar o repararlo; previamente debe soplarse una buena cantidad de aire para desalojar el biogas residual y deberá mantenerse una adecuada ventilación, evitándose de esa manera cualquier peligro de ahogamiento. Una concentración del 30% de biogas anasteciará a la persona y un 70% producirá escasez de oxígeno que puede originar la muerte. Lo más adecuado es

que la persona que entre debe llevar una manguera conectada al exterior para respirar. Dentro del tanque debe evitarse de producir cualquier chispa.(35).

f. Los locales donde se maneje biogas deben ser de preferencia altos y bien ventilados.

g. Los extinguidores deben ser CO<sub>2</sub> y polvo ABC.

h. Para controlar la presión de una planta pequeña o para detectar fallas en la construcción de digestores, se usan unas válvulas que tienen 3 funciones:(véase figura - 37).

- Determinar si existe alguna fuga de gas.

- Estimar la cantidad de biogas en el tanque de almacenamiento y

- Proteger al tanque de rajaduras.

#### 4.6 SERVICIOS REQUERIDOS

##### a. AGUA

El suministro de agua, es desde un pozo de 15.0 mts. de profundidad; el agua es bombeado a una cisterna de concreto para su almacenamiento y de allí también es bombeado a la línea de consumo.

Caudal máximo de las bombas reunidas: 40 lt/seg.

b. VAPOR

El vapor en la planta es generado por dos calderas, ambas pirotubulares que descargan el vapor generado al Manifold donde se homogenia la presión y se elimina la humedad con que sale de las calderas antes de ser distribuidos a los distintos tramos de usos.

La presión a la salida del Manifold es de 125 PSIG que es suficiente para las necesidades de presión de los diferentes equipos consumidores de vapor.

Características técnicas de las calderas:

Calderas Pirotubular de 3 pasos, 5 pies<sup>2</sup>/B.H.P.

Marca : POWERMASTER

Modelo : 3 HL - WBS + 1979 (año)

Potencia : 150 B.H.P

Presión de diseño: 150 PSI.

Producción de vapor saturado a : 212 °F, 1 atmósfera y agua de alimentación de 212 °F: 5.175 Lbs/hr.

Máxima presión de trabajo recomendado a la graduación de las válvulas de seguridad y a la presión de diseño: 142 PSI.

Combustible de prueba : FUEL OIL No 6

Consumo de combustible: 30.0 GHP (alto)

6.0 GHP (bajo)

c. ENERGIA ELECTRICA

Es suministrado por ELECTROCENTRO, mediante los servicios eléctricos con potencia contratada de 280 Kw. y cuya Máxima Potencia es de 230 Kw. (promedio).

Y en caso de emergencia será reemplazado por el grupo electrógeno que cuenta la planta INDALSA.

Grupo electrógeno: CATERPILLAR.

Potencia : 400 kva.

d. COMBUSTIBLE

El suministro de este insumo será de PETROPERU, transportado por carretera, el cual será almacenado en un tanque metálico con capacidades para un mes.

e. AIRE

El suministro de aire por 2 compresoras AIRCOA - PAQ 10 con cabezal compresor 2GB-80.

Presión máxima de trabajo : 8Kg/cm<sup>2</sup>

Volumen entregado (a nivel del mar): 1030 Lt./min.

Potencia: 12 HP

Tolerancia sobre caudal y potencia: ± 5%

CUADRO - 46

SERVICIOS REQUERIDOS

EQUIPO	POTENCIA (HP)
- Triturador (Chopper) (89)	7.5
- Transportador helicoidal (98a)	1.2
- Transportador helicoidal (98b)	1.2
- Transportador helicoidal (98c)	1.2
- Transportador helicoidal (98d)	0.9
- Transportador helicoidal (98e)	2.4
- Faja de desperdicios (10)	0.6
- Elevador de Residuos (99)	1.2
- Prensa Vasilim (101)	1.2
- Recuperador de pulpa	0.6
- Rotothem SCR 27.20 (32)	12
- Bomba de recirculación - tipo Mohno (29)	5.5
- Bomba alimentación y recirculación Tipo Mohno (134)	5.5
- Compresor alternativo (136)	1.5

- Tanque almacenamiento de gas 4.0 m (capacidad)

- Diestros con en reserativo master



CAPITULO V

5. ANALISIS ECONOMICO

Dentro de las medidas a conseguir un ahorro energético en el caso específico de la planta se distinguen 02 tipos:

I. Los que requieren de instalación de nuevos equipos, para lo cual son necesarios hacer inversiones importantes, que significan adquisiciones costosas y en muchos casos no justificables.

II. Los que constituyen simplemente en garantizar el correcto funcionamiento de los equipos ya instalados, pues la operatividad de la planta redundará siempre en un ahorro económico.

Para la evaluación y análisis económico del presente trabajo tocaremos ambos aspectos, atendiendo las necesidades de la planta y de acuerdo a los análisis seguidos de los capítulos anteriores.

Es obvio que el diseño de la planta debe presentar un proceso capaz de operar en condiciones que lleve a la obtención de una utilidad o ganancia. Como la ganancia neta significa el ingreso total menos todos los gastos, es esencial tener un claro conocimiento de los diversos tipos de costos que intervienen en los procesos de producción (36).

Para todo proceso industrial es necesario invertir capital y la determinación de la inversión constituye una parte importante del proyecto de la planta. Para cualquier proceso, la inversión total consiste en inversiones de capital fijo, para los equipos e instalaciones en la planta, más el capital de trabajo,

que estará formado por el dinero que debe estar disponible para el pago de salarios, mantener una cantidad adecuada de materias primas y productos en disponibilidad y manejar otras situaciones que requieran disponer dinero en efectivo. Así resulta que, al analizar los costos de producción y los gastos generales, incluyendo los impuestos a las ganancias.

#### 5.1. FACTORES QUE AFECTAN LOS COSTOS DE INVERSION Y DE PRODUCCION.

Las compañías INDALSA y SAPIA tiene acuerdos, en virtud de las cuales pueden adquirir materias primas ( estiercol ganado vacuno ) a precios inferiores a los que rigen en el mercado a cambio de la entrega de alimento encilado para el ganado (preparación de los residuos industriales de la planta). Del mismo modo existen acuerdos entre INDALSA y CIP (Centro Internacional de la papa San Ramón - Chanchamayo) con fines de absorber la totalidad del bioabono obtenido periódicamente de los digestores, con miras de sustituir a un menor costo los usos de los fertilizantes químicos y mejorar la producción de la papa.

Otros factores que afectan los costos:

- a. Origen de los equipos: Uno de los costos más altos es el de los equipos. Se logra considerable reducción del costo empleando equipos en desuso o

de segunda mano acondicionados y parte como alquiler de servicios de la misma compañía.

- b. Fluctuaciones de los precios: Los precios varían constantemente, por lo tanto éste es un factor que debe tenerse en cuenta al determinar los costos del proceso; como adquisiciones de materias primas, equipos, salarios, etc.
- c. Políticas de la compañía: Forma de llevar la contabilidad y de calcular las amortisaciones.
- d. Periodo de operaciones y ritmo de producción: Uno de los factores que tiene un efecto importante sobre los costos, es la fracción del tiempo total disponible, durante la cual el proceso está en operación.

En el periodo de operaciones, el ritmo de producción y la demanda del producto son cuestiones íntimamente relacionadas.

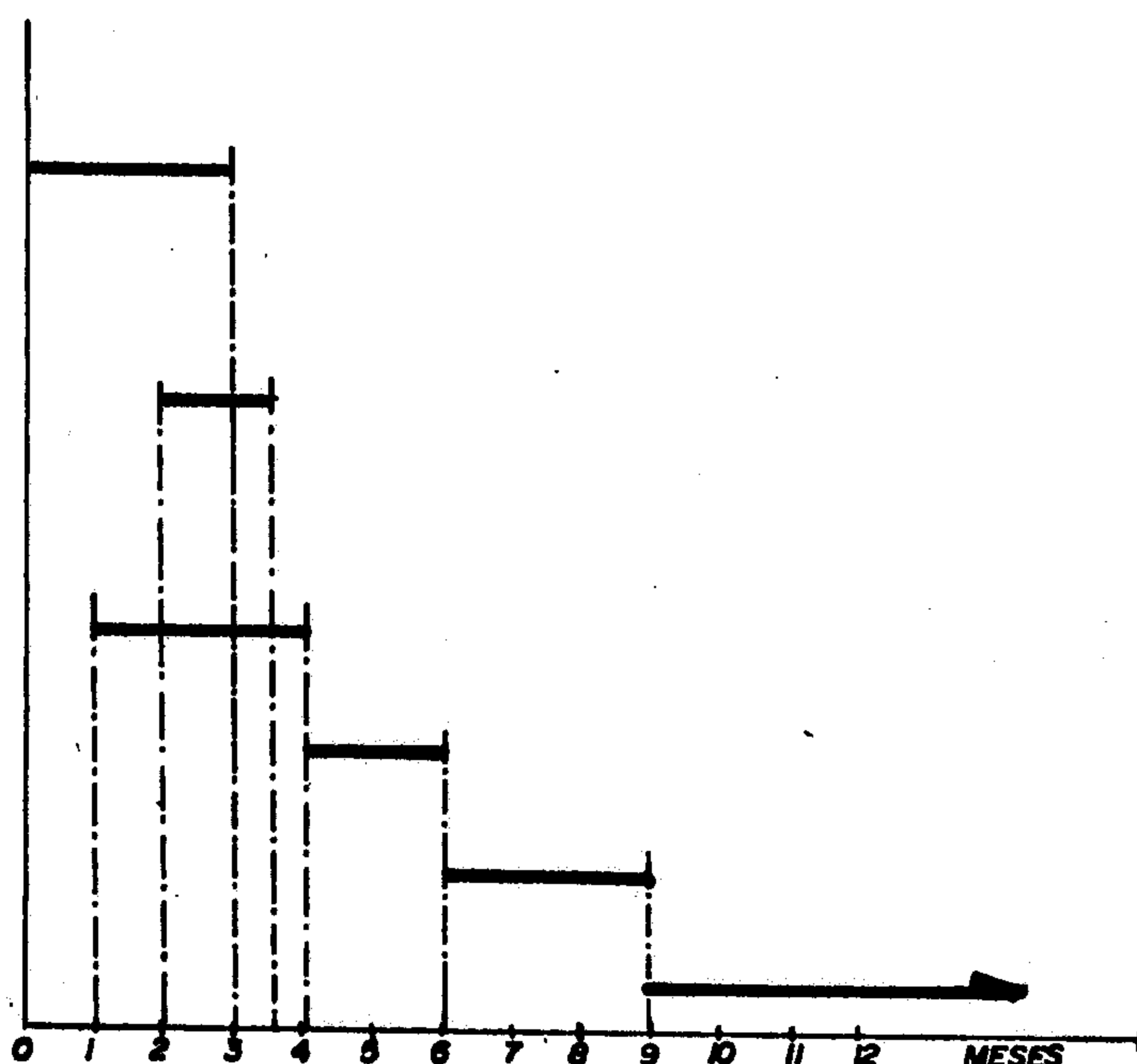
- e. Políticas gubernamentales: El gobierno ha implementado numerosas disposiciones y restricciones que afectan directamente a los costos. Son ejemplos las tasa de los impuestos a la importación y a la exportación, las restricciones sobre las tasas de depreciaciones permisibles (amortisaciones) y la legislación que se refiere al impuesto a las ganancias.

5.2 CALCULO Y ESTIMACION DE LAS INVERSIONES5.2.1 Capital Fijo

<u>Rubros</u>	<u>Valor (I/.)</u>
a. Estudios preliminares	90'000,000.
b. Terreno	141'180,000.
c. Construcción de la planta	649'539,520.
d. Maquinarias y equipos (alquiler):	
d.1 Equipo principal	1,950'000,000.
d.2 Equipo auxiliar	627'500,000.
d.3 Materiales de laboratorio	160'000,000.
e. Instalación y acondicionamiento de equipos	128'875,000.
f. Imprevistos	374'709,452.
Sub-Total	I/. 4,121'803,902.
	(U.S. \$ 55,700.0)
5.2.2 <u>Capital de Trabajo</u>	I/. 672'790.333.
	(U.S. \$ 9,091.8)
TOTAL DE INVERSIONES:	I/. 4,794'594,305.
	(U.S. \$ 64,791.8)

5.3 CRONOGRAMA DE INVERSIONES

- Construcción de Planta
- Construcción base para máquinas.
- Acondicionamiento de equipos.
- Instalaciones de equipos
- Pruebas
- Funcionamiento normal

5.4 ANALISIS DEL COSTO DE PRODUCCION

5.4.1 Costos Fijos:	Mensual	Anual
a. Salarios (mano de I/ obra indirecta)	25'773,750.	I/.309'285,000.
b. Energía eléctrica (iluminación)	1'801,250.	21'615,000.
c. Mantenimiento y repuestos	21'479,166.6	257'750,000.
d. Seguros	-----	27'398,848.8
e. Transporte y flete de venta	22'781,250.	273'375,000.
f. Imprevistos	7'111,865.4	85'342,384.9
Sub-Total	I/. 78'947,282.	I/.938'776,233.7 (U.S. \$ 12,686.15)

5.4.2 Costos Variables:	Mensual	Anual
a. Salarios (mano de obra directa)	I/.18'270,000.	I/.219'240,000.
b. Materia prima (estiércol)	11'531,250.	138'375,000.
c. Material de empaque	60'285,714.	723'428,571.
d. Combustible	28'000,000.	336'000,000.
e. Fuera de operación de la planta	21'096,248.6	253'154,984.
Sub-Total:	I/. 139'183,212.6	I/.1,670'198,554. (U.S.\$22,570.25.)
TOTAL COSTO DE PRODUCCION		I/.2,608'974,787. (U.S.\$35,256.40)

#### 5.5 COSTO UNITARIO DE PRODUCCION

El gasto total que se requiere para producir y vender 25,800 m<sup>3</sup> de biogas y 3,798 Toneladas métricas de biocarbono anualmente es de I/. 2,608'974,787. (U.S \$ 35,256.40).

Del cuadro-30, observamos que 1.0m<sup>3</sup> de biogas equivale a 0.8598 Lb. de gas propano y por consiguiente los 25,800 m<sup>3</sup> de biogas equivalen 245.0 balones de 100 libras de gas propano que representan en el momento a I/, 294'000,000. (U.S. \$ 3,975.0).

El objetivo principal es que el biogas producido substituirá en su totalidad al gas líquido usado actual mente en la planta (alimentación a quemadores - Fábrica de Envases); ello nos significan un ahorro energético de unos 245.0 balones de 100 libras de gas

propano que se consume anualmente en un régimen de producción normal de la planta.

Por lo tanto el costo unitario de producción del bioabono será de I/. 686,933.85 por tonelada métrica (U.S. \$ 9.28 por tonelada métrica), para una capacidad del 100 %.

#### 5.6 VALOR UNITARIO DE VENTA

Se asumió el valor de I/. 2'220,000. (U.S. \$ 30.0) por tonelada métrica de bioabono como precio de venta, los cuales compiten con los precios actuales en el mercado nacional.

- Guano de Isla:

Tipo Compuesto I/. 2'664,000. T.M. (U.S. \$ 36.0)

Tipo Exportacion 2'997,000. T.M. (U.S. \$ 40.5)

-Bioabono I/. 2'220,000. (U.S.\$ 30.0)

(abono natural)

#### 5.7 ESTIMACION DE INGRESOS Y GASTOS PARA DIVERSOS NIVELES PRODUCTIVOS (37,38)

Considerando la ecuación lineal de los costos anuales se tiene:

$$CA = GV.X + GF \dots \dots \dots (5.1.0)$$

Donde:

X : Producción física anual, variable según la capacidad aprovechada.

GF: Gastos fijos totales anuales.



GV: Gastos variables totales anuales por unidad  
de producción.

Luego:

$$CA = 5.9426.X + 12,686.15$$

De la ecuación anterior deducimos el costo unitario de producción, para una producción X.

$$CA' = CV + GF/X$$

La ecuación relativa a los ingresos de fábrica, relacionada con su producción corresponderá al volumen ventas y será una expresión del tipo:

$$VV = PU \cdot X \dots\dots\dots(5.2.0)$$

Donde:

VV: Volumewn de ventas (dólares)

PU: Valor unitario de ventas (dólares)

X : Capacidad de producción (TM / año)

Luego:

$$VV = 30 \cdot X$$

CUADRO - 46VARIACION DE LOS COSTOS Y LAS GANANCIAS BRUTAS O UTILIDADES BRUTAS AL MODIFICAR LA PRODUCCION ANUAL

TM / año	Costo Total (U.S. \$ )	Costo Unitario (U.S. \$ )
379.8	14,943.15	39.3448
759.5	17,199.55	22.6458
1139.4	19,457.15	17.0766
1519.2	21,714.15	14.2931
1899.0	23,971.15	12.6230
2278.9	26,228.74	11.5094
2658.6	28,485.15	10.7143
3038.4	30,742.145	10.1178
3418.2	32,999.145	9.6539
3798.0	35,256.40	9.2828

5.8 PUNTO DE EQUILIBRIO ECONOMICO

La figura - 38 presenta un análisis gráfico de la variación de los costos y las ganancias brutas al modificar la producción anual.

Como indica la figura, los costos fijos permanecen constantes y el costo total de producción aumenta linealmente con la cantidad producida.

Para obtener el punto en que no se obtendrán pérdidas ni ganancias, utilizaremos las siguientes ecuaciones:

$$\text{Ecuaciones de Ingresos : } VV = PU \cdot X$$

$$\text{Ecuaciones de Egresos : } CA = GV \cdot X + GF$$

igualando estas ecuaciones se tiene:

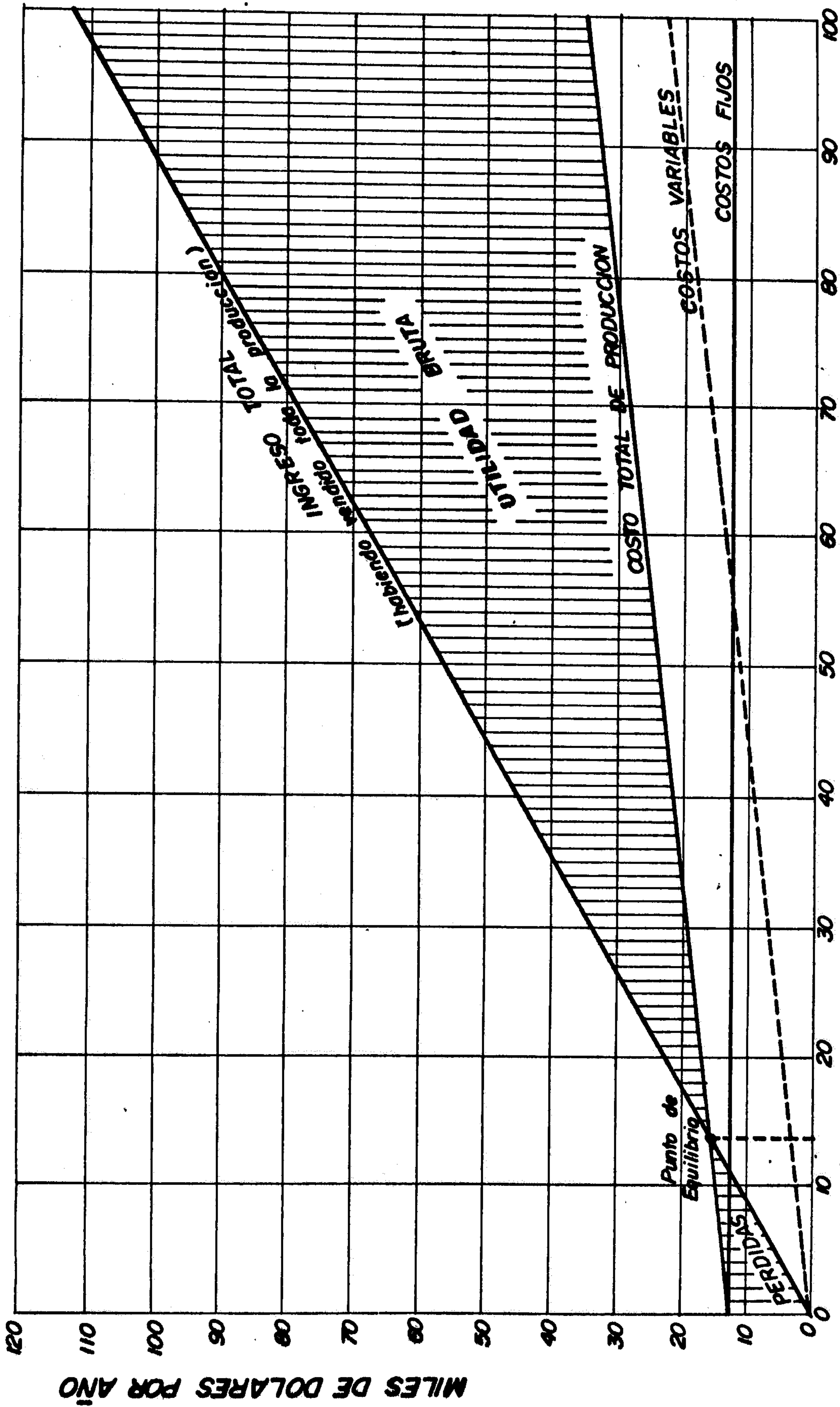
$$X = GF / (PU - GV) \dots\dots\dots (5.3.0)$$

$$X = 12,686.15 / (30.0 - 5.9426)$$

$$X = 527.33 \text{ TM/año}$$

FIGURA - 38

DIAGRAMA DEL PUNTO DE EQUILIBRIO



El punto donde el costo de la producción total es igual a los ingresos totales se conoce como punto de equilibrio. En las condiciones que muestra la figura - 38, el ritmo de producción óptimo de la planta sería aproximadamente 3798 TM/año, porque con este valor se obtiene un máximo de ganancia bruta.

El punto de equilibrio económico estará dado cuando se alcance un volumen de producción de 527.33 TM. de bioabono, lo cual significa 13.88% de la capacidad máxima de producción (obsérvese la figura - 38).

#### 5.9 EVALUACION ECONOMICA

El nivel de ventas brutas (3,798 TM x 30.0 dólares por tonelada métrica) anuales, se estima que el 50% será al contado y el resto al crédito; en las siguientes condiciones:

- a. 20% de cuota inicial
- b. La diferencia en pagos mensuales iguales al 1.5% de interes mensual a rebatir, durante 12 meses, considerando que las ventas al año serán uniformes.

La inversión inicial equivalente a U.S. \$ 64,791.8 será financiada con recursos propios de la empresa.

Los fondos serán aportados de acuerdo al cronograma de inversiones. El costo de oportunidad del capital para el inversionista es de 12% y el horizonte de planeamiento de 10 años,

después de este periodo el valor de recuperación se ha estimado en la tercera parte de los activos tangibles.

#### 5.9.1 FLUJO ECONOMICO DE PERDIDAS O GANANCIAS(FE)

Por convención se asume que los flujo son anuales y vencidos. El documento contable arroja el resultado anual, utilidades o pérdidas se emplea para preparar el flujo de fondos (37).

---

UTILIDAD DISPONIBLE = Ingreso - Egresos - Impuestos

---

La utilidad Disponible es para distribución y/o reinversión.

Producción = 3,798 TM. bioabono/año

I. Total de Ingresos	U.S.\$ 113,940.0
II. Total de Egresos	35,256.0
Utilidad Bruta :	\$ 78,683.6
III. Participación del directorio (6%)	4,721.0
Utilidad o Renta Neta:	\$ 73,962.6
IV. Impuestos a las Utilidades (6%)	4,437.7
Utilidad antes de Deducciones:	\$ 69,524.9
V. Deducciones:	
- Comunidad Industrial (15%)	
- Participación de utilidades por trabajadores (10%)	
- Itintec (2%)	\$ 18,771.7
UTILIDAD DISPONIBLE :	\$ 50,753.2

Margen de Utilidad (MU):

MU= (Utilidad Disponible/Total de Ingresos)x100

MU= (50,753.2/2/113,940) x 100

MU= 44.54%

### 5.9.2 FLUJO FINANCIERO O FLUJO DE CAJA

I. Calendario de aportes de capital:

$$\sum_{1}^n = n(n+1) \dots \dots \dots (5.4.0)$$

Primer año: (11 x 12)/66

Segundo año: (12 x 13)/78 144+66=210

Tercer año: 78 + 66 = 288

II. Aportes el 50% de las

ventas al contado U.S \$ 56,970.0

III. Ventas al Crédito: 56,970.0

- Cuotas inicial al crédito  
(20% de ventas al crédito) 11,394.0

- Financiados (\$ 56,940 - 11,394) 45,576.0

IV. Cobranzas al rebatir en un mes:

CR = 45,576.0/12

CR = U.S \$ 3,798.0

V. Pagos Mensuales (PM)

$$PM = CR \times FRC(i,n) \dots \dots \dots (5.5.0)$$

n = 12 meses

i = 1.5% (Tasa nominal)

FRC(i,n) = Factor de Recuperación del  
Capital (39)

FRC(0.015,12) = 0.09168

$$PM = 3,798 \times 0.09168 = 348.2$$

$$PM = \text{U.S. } \$ 348.20$$

VI. Cobranzas de Cuotas Anuales:

- Primer año:  $66 \times 348.2 = \text{U.S. } \$ 22,981.2$
- Segundo año:  $210 \times 348.2 = \text{U.S. } \$ 73,122.0$
- Tercer año:  $288 \times 348.2 = \text{U.S. } \$ 100,281.6$

Los criterios básicos que gobiernan la evaluación de alternativas de inversión son las siguientes:

- . Valor Actual neto económico (VANE)  $> 0$
- . Valor Actual neto financiero (VANE)  $> 0$
- . (VANE).
- . Costo equivalente anual (CEA)
- . Relación Beneficio - Costo:  $(BE/CE) > 1$
- . Tasa interna de retorno (TIR) Tasa de intereses.
- . Periodo de Recuperación del Capital (PRC)

CUADRO 47

: INGRESOS			
: Años			
: Rubros	: 1	: 2	: 3
:. Ventas al contado	: 56,970.0	: 56,970.0	: 56,970.0
:. Cuotas iniciales de crédito.	: 11,394.0	: 11,394.0	: 11,394.0
:. Cobranzas de cuotas al año.	: 22,981.2	: 73,122.0	: 100,281.6
: Total: \$ 91,345.2 : 141,486.0 168,645.6 :			

: EGRESOS			
: Años			
: Rubros	: 1	: 2	: 3
:. Gastos de Operación	: 35,256.4	: 35,256.4	: 35,256.4
:. Deducciones	: 18,771.0	: 18,771.0	: 18,771.7
:. Participación del directorio e im- puestos	: -----	: 9,158.7	: 9,158.7
: Total: \$ 54,028.1 : 63,186.8: 63,186.8 :			
: Saldo: \$ 37,317.1 : 78,229.2: 105,458.8 :			

5.9.3 VALOR ACTUAL NETO ECONOMICO (VANE)

$$VANE = - Inv + \sum_{i=1}^n FE.FAS(i,n) + VR.FSA(i,n)$$

.....(5.6.0)

Donde :

Inv: Costo de Inversión = U.S \$ 64,791.8

FE : Utilidad Disponible = U.S \$ 50,753.2

VR : Valor de Recuperación = U.S. \$ 12,967.0

i : Tasa de interes anual = 12%

n : Número de periodos = 10 años



FAS(1.12,10) = 5.6502 = Factor de Actualización de la Serie (40)

FSA(0.12,10) = 0.32197 = Factor Simple de Actualización (40)

Reemplazando valores en (5.6.0):

$$\text{VANE} = -64,791.8 + 50,753.2 (5.6502)^{10} + 12,967 (0.32197)^{10}$$

$$\text{VANE} = \text{U.S. } \$ 226,148.91$$

VANE > 0 ..... Proyecto Rentable

#### 5.9.4 VALOR ACTUAL FINANCIERO (VANF)

$$\text{VANF} = -\text{Inv} + \sum_{i=1}^n \text{FE}_i \cdot \text{FSA}(i,n) + \text{VR} \cdot \text{FSA}(i,n) \dots$$

..... (5.7.0)

$$= -\text{Inv} + \left[ \text{FE}_1 \cdot \text{FSA}(0.12,1) + \text{FE}_1 \cdot \text{FSA}(0.12,2) + \text{FE}_1 \cdot \text{FSA}(0.12,2) \cdot \text{FAS}(0.12,8) \right] + \text{VR} \cdot \text{FSA}(0.12,10)$$

$$\text{FSA}(0.12,1) = 0.89286$$

$$\text{FSA}(0.12,2) = 0.79719$$

$$\text{FSA}(0.12,10) = 0.32197$$

$$\text{FSA}(0.12,8) = 4.9676$$

Reemplazando valores en (5.7.0) se tiene:

$$\text{VANF} = -64,791.8 + \left[ 37,317.1(0.89286) + 78,299.2(0.79719) + 105,458.8(0.79719) \cdot (4.9676) \right] + 12,967(0.32197)$$

$$\text{VANF} = \text{U.S. } \$ 452,751.1$$

VANF > VANE ..... Proyecto Rentable

5.9.5 COSTO EQUIVALENTE ANUAL (CEA)

$$CEA = CE + (Inv - VR)FRC(i, n) + VR(i) \dots (5.8.0)$$

$$FE = (BE_i - CE_i)$$

$$CE = CE_i = (BE_i - FE)$$

$$CE = \$113,940.0 - 50,733.2$$

$$CE = \$63,186.8$$

$$FRC(0.12, 10) = 0.17698$$

Reemplazando valores en (5.8.0):

$$CEA = 63,186.8 + (64,791.8 - 12,967) \cdot (0.17698) + 12,967.0(0.12)$$

$$CEA = U.S \$ 73,914.8$$

5.9.6 RELACION BENEFICIO - COSTO (BE/CE)

$$BE/CE = 1 + (VANE/Inv) \dots (5.9.0)$$

$$BE/CE = (226,148.91/64,791.8) = 1 + 3.49$$

$$BE/CE = 4.5$$

BE/CE > 1 ... Proyecto Rentable

5.9.7 TASA INTERNA DE RETORNO (TIR)

$$TIR = \frac{n \sum_{1}^{n} FE + FE + VR - Inv}{\sum_{1}^{n} FE \times n(n+1)/2} \dots (5.10.0)$$

$$TIR = \frac{10(50753.2) + 12,967 - 64791.8}{50,753.2 \times 10 \times 11/2} = 0.193$$

$$TIR = 16.3 \%$$

TIR > Tasa de interes

### 5.9.8 PERIODO DE RECUPERACION DEL CAPITAL (PRC)

El PRC, es el periodo de tiempo durante el cual la egoración de capital es recuperada a partir de los ingresos netos.

$PRC = \text{Inversión Total} / \text{Utilidad Disponible}$

$PRC = 64,791.8 / 50.573.2 = 1.2766$

$PRC = 1 \text{ año, } 3 \text{ meses}$

### 5.9.9 RENTABILIDAD DE LA INVERSION (RI)

Antes de invertir capital en un proyecto o empresa, es necesario saber cual es la ganancia que puede obtenerse y si seria o no ventajoso invertir el capital en otro empresa. Por lo tanto, la rentabilidad es el común denominador de todas las actividades comerciales.

$RI = (\text{Utilidad Disponible} / \text{Inversión total}) \times 100$

$RI = (50,753.2 / 64791.8) \times 100 = 78.33$

$RI = 78.33\%$

## ANEXO 5.2

ANALISIS DEL CUADRO DE INVERSIONES5.2.1 Capital Fijo:

a. Estudios Preliminares	I/.	90'000,000.
b. Terreno	130'000,000	
alcabala (7%)	9'100,000	
Registro de inmueble(1.6%)	2'080,000	141'180,000.
-----		
c. Construcción de la Planta:		
Obras Civiles	330'356,320	
Materiales	319'183,200	649'539,520.
-----		
d. Maquinarias y equipos:		
d.1 Equipo principal		
Prensa Vaslim (01)	240'000,000	
Recuprador pulpa (01)	150'000,000	
Elevador residuos(01)	165'000,000	
Faja - desperdicios(01)	150'000,000	
Elevador helicoidal(05)	750'000,000	
Rototherm "Manzini"(01)	300'000,000	
Triturador "Chopper"(01)	195'000,000	1,950'000,000
-----		
d.2 Equipo auxiliar		
Bomba mohno (01)	150'000,000	
Compresor (01)	165'000,000	
Purificador y secadores	192'500,000	
Tuberias y accesorios	120'000,000	627'500,000
-----		
d.3 Materiales de laboratorio		160'000,000

e. Instalación y acondicionamiento de equipos(5% costo total del equipo)	128'875,000
f. Imprevistos(10% capital fijo)	374'709,452
	-----
Sub - Total: I/. 1,121'803,972	
	(U.S. \$55,700.0)

5.2.2 Capital de Trabajo:(3 meses)

Gastos generales:

a. Salarios(mano de obra indirecta)	I/. 77'321,250.
b. Energía eléctrica(iluminación)	5'403,750.
c. Mantenimiento y repuestos	64'437,500.
d. Seguros	27'398,848.8
e. Transporte y flete de ventas	59'343,750.
f. Imprevistos	21'335,596.
g. Salarios (mano de obra directa)	54'810,000.
h. Materia prima	34'593,750.
i. Material de empaque	180'857,142.
j. Combustible	84'000,000.
k. Fuerza de operación	63'288,745.9
	-----
Sub-Total: I./	672'790,333.8
	(U.S \$9,091.8)

\* Aportaciones patrimoniales:

A. Instituciones Publicas :

- Seguro y prevención social DL.22482	12.0 %
- Accidentes de trabajo DL.18848	3.0 %
- Prevención para indemnizaciones	10.0 %

B. Gobierno central :

- Fonavi	4.0 %
- SENATI DL. 18983	1.5 %

\*\*Iluminación:

Según el manual del Ingeniero Mecánico (Marks), para que una planta industrial cuente con una buena iluminación requiere de un potencia de 0.013 Kw/m<sup>2</sup>. aproximadamente.

ANEXO 5.3PRESUPUESTO DE OBRA Y LISTA DE MATERIALES5.3.1 Materiales :

Descripción	Unid.	Cant.	Costo unitario	Costo parcial
.Cemento	Bls.	350	240,000	84'000,000
.Piedra grande	m <sup>3</sup>	164	120,000	19'500,000
.Piedra máx. ½"	m <sup>3</sup>	36	250,000	9'000,000
.Arena fina	m <sup>3</sup>	12	190,000	2'280,000
.Fierro corrugado ½"	u.u.	38	420,000	15'960,000
.Fierro corrugado 3/8"	u.u.	66	240,000	15'840,000
.Fierro liso Ø ¼"	Kg.	114.	80,000	9'120,000
.Alambre # 16	Kg.	25.2	58,500	1'474,200
.Aditivo cheman # 1	Kg.	25	221,000	5'529,000
.Cal (37 Kgr)	Bls.	6	280,000	1'680,000
.Tuberias y accesorios				39'600,000
.Ladrillo	millar	16	7'200,000	115'200,000

Total: I/. 319'183,200  
(U.S.\$ 4,313.3)

5.3.2 Obras civiles :

Descripción	Unid.	Cant.	Costo unitario	Costo parcial
<u>1.00 Obras preliminares:</u>				
01 Limpieza de terreno	Est.			12'000,000
02 Trazo y replanteo	Est.			8'000,000
03 Traslado de equipo y herramientas.	Est.			5,000,000
			I/.	34'000,000
<u>2.00 Movimiento de tierra :</u>				
01 Escavación	m <sup>3</sup>	540	150,000	81'000,000
02 Eliminación desmonte	m <sup>3</sup>	540	140,000	75'924,000
03 Excavación de zanjas	m <sup>3</sup>	15	150,000	2,250,000
04 Nivelación y compactación de terreno	m <sup>2</sup>	97	27,000	2'667,500
			I/.	34'000,000
<u>3.00 Obras de concreto simple :</u>				
01 Zolano para zanjas	m <sup>2</sup>	15.5	30,000	465,000
02 Cimiento corrido	m <sup>3</sup>	19.	275,000	5'225,000
03 Empredado para recibir falso piso	m <sup>2</sup>	108.	22,500	2,430,000
			I/.	8'120,000

4.00 Sobrecientos

01	Concreto 1:8 cemen- to más 25% de P.M.	m <sup>3</sup>	5.4	300,000	1'620,000
02	Encofrado y desen- cofrado.	m <sup>2</sup>	21.6	75,000	1'620,000
					I/. 34'000,000

5.00 Obras de concreto armado :

01	Zapatos	m <sup>3</sup>	9.0	300,000	2'700,000
	a. Concreto de 210 Km/cm <sup>2</sup>				
	b. Acero, f= 4200 Kg/cm <sup>2</sup>	Kg.	153.	4,500	688,500
02	Losa de fondo:				
	a. Concreto de 210 Kg/cm <sup>2</sup>	m <sup>3</sup>	9.5	300,000	2'850,000
	b. Acero, f= 4200 Kg/cm <sup>2</sup>	Kg.	484.	4,500	2'178,000
03	Columnas:				
	a. Concreto de 210 Kg/cm <sup>2</sup>	m <sup>3</sup>	3.	495,000	1'485,000
	b. Encofrado y desencofrado	m <sup>2</sup>	12.	75,000	900,000
	c. Acero, f= 4200 Kg/cm <sup>2</sup>	Kg.	191.	4,500	859,500
04	Vigas: Collarin				
	a. Concreto de 210 Kg/cm <sup>2</sup>	m <sup>3</sup>	4.5	295,000	2'227,500



b. Encofrado y desencofrado	m <sup>2</sup>	32.5	90,000	2'925,000
c. Acero, de re- fuerzo	Kg.	48.	4,500	216,000
				-----
			I/.	17'029,500
<b>6.00 Mamposteria:</b>				
01 Muros de blocks de concreto	m <sup>2</sup>	190.	85,000	16'150,000
				-----
<b>7.00 Revoques:</b>				
01 Tarrajeo acabado en muros internos con mortero 1:5	m <sup>2</sup>	15.5	30,000	465,000
02 Tarrajeo acabado en losa de fondo con mortero 1:5	m <sup>2</sup>	46.	37,500	1'725,000
03 Pulido de paredes internas y pisos	m <sup>2</sup>	221.	45,000	9,945,000
				-----
			I/.	19'545,000
<b>8.00 Relleno compactado:</b>				
Compactación con grava, piedras par- tes externas de digestores.	m <sup>3</sup>	240.	45,000	10'800,000

9.00 Instalaciones Eléctricas:

Red de alumbrado,	Pto. 23.	95,000	2'185,000
tomacorrientes, cen-			
tros de luz e inte-			
ruptor.			

10.00 Instalaciones sanitarias :

Agua, desague y	m <sup>3</sup> 240.	45,000	10'800,000
sumideros.			

---

Sub-Total:	I/.	294'961,000
------------	-----	-------------

Gastos generales, dirección técnica,		35'395,320
--------------------------------------	--	------------

y utilidades: 12%		
-------------------	--	--

---

Total: I/.	330'356,320
------------	-------------

(U.S. \$ 4,464.27)

ANEXO 5.4ANALISIS DEL COSTO DE PROYECTO5.4.1 Materiales :

## a. Salario(mano de obra indirecta)

Cargo	Mensual	Anual
1 Ingeniero Planta (10%)	1'800,000.	21'600,000
1 Jefe Producción (25%)	3'750,000.	45'000,000
1 Auxiliar de Lab.(60%)	7'200,000.	86'400,000
1 Personal obrero (100%)	7'000,000.	84'000,000
* Aportaciones patronales	6'023,750.	72'285,000

## b. Energia eléctrica (iluminación):

1.95 Kw (12 h/días/año)x

I/.2,530.74/Kw-h. 21'615,000

## c. Mantenimiento y repuestos:

(10% costo del equipo) 257'750,000

## d. Seguros:

Planta (0.25% costo construcción)

Maquinaria (1% costo total de equipo) 27'398,848.8

## e. Transporte y flete de ventas:

3,798 TM. Bioabono/año x I/.62,500/TM 237'375,000.

## f. Imprevistos:

(10% del total de costos fijos) 85'342,384.9

TOTAL COSTOS FIJOS: I./ 938'766,233.7

(U.S \$ 12,686.15)

5.4.2 Costos variables :

## a. Salario(mano de obra directa)

<u>Cargo</u>	<u>Mensual</u>	<u>Anual</u>
2 Trabajadores obreros	14'000,000.	168'600,000
* Aportaciones patronales	4'270,000.	51'240,000
	-----	-----
	I/. 18'270,000.	I/. 219'240,000

## b. Materia prima:

Estiercol ganado Vacuno.

3,798 TM. bioabono/año x 0.162 TM-Estierx

-----  
1.0 TM.bioabono

I/. 225,000/1.0 TM. Estiercol 138'375,000.

## c. Materia de empaque:

Cilindro de 2da.

3,798 TM. bioabono/año x 1.0 cilindro x

-----  
0.2 TM.bioabono

I/. 50,000/cilindro 723'428,571.4

## d. Combustible:

3,798 TM. bioabono/año x 1.0 galón comb. x

-----  
0.2 TM.bioabono

I/. 17,500/1.0 galón 336'000,000.

e. Fuerza de operación de la Planta:

100,032 Kw-hr/año x I/.2,530.74/Kw-hr                      253'154,983.6

TOTAL COSTOS VARIABLES:                      I/.    1'670'198,554.0

(U.S \$ 22,570.25)

CONCLUSIONES:

Con relación al presente trabajo de tesis he llegado a las siguientes conclusiones:

ASPECTO TECNICO:

- El presente trabajo nos muestra la necesidad que tiene una empresa agro'industrial de mejorar su línea de eliminación de residuos orgánicos y las ventajas que se logra al recuperar y recuperar al máximo los residuos con la implementación de una planta de producción de biogas-bioabono. Convirtiendo los desechos orgánicos en metano para producir energía, la empresa puede dar un gran paso hacia la satisfacción de sus requisitos energéticos con mínima ayuda , financiera o técnica.

La recuperación del metano podría ser un medio de lograr ese fin; para luego substituir al gas propano usado actualmente en la planta (alimentación a quemadores - Fábrica de Envases), de esta manera lograr un coeficiente de utilización mayor de los equipos calefactores que consumen gas, mediante un sistema de producción de biogas-bioabono correctamente implementado y manteniendo un plan elaborado de inspección rutinaria y mantenimiento preventivo de estos equipos.

- El mejoramiento de la producción se logra en forma sustancial con la implementación de la alternativa propuesta, tomando en cuenta que el poder calorífico del gas metano es de 9,120 Kcal/m<sup>3</sup>, el poder caorífico del

biogas será por lo tanto del orden de 4,871 a 5,360 Kcal/m<sup>3</sup>, las mismas nos aseguran un funcionamiento eficiente de los equipos calefactores; porque es de conocimiento general que gran parte de las empresas agro-industriales adolecen actualmente de una planta de tratamiento de sus residuos debidamente implementada y mantenida que les generen beneficios.

- El diseño de biodigestores es actualmente una actividad de amplio espectro, pues tiene que ver con nuevos procesos y desarrollos tecnológicos donde la importancia del factor de velocidad de reacción bioquímica de metanización y población actual de metanobacterias juegan un papel muy importante. Los digestores que mejor se adaptan a climas templados y calurosos son los del tipo Hindú de flujos semi-contínuos y para los diseños deberán de precisarse los factores que influyen en la producción de biogas (y por ende en el tamaño de los biodigestores):
  - . Cantidad y calidad de materia prima.
  - . Temperatura y requerimientos de calentamiento.
  - . Necesidad de agitación.
- El biogas no se licúa fácilmente, las condiciones críticas del metano son -82.5 °C y 45.8 atm., por lo que no es fácil de comprimir y embotellar como el gas licuado (propano). Lo que normalmente se hace es comprimir como gas y para hacerlo es necesario tomar en cuenta el factor de compresibilidad de la mezcla gaseosa, presiones inicial y final, volumen y la presión máxima que

soportará el tanque de almacenamiento de gas.

El contar con un sistema adecuado de compresión y almacenamiento de biogas no sofisticada la instalación ni hace muy complicado su manejo, en cambio dan mucha flexibilidad en sus múltiples usos. Para la planta se tomó la decisión de comprimir el biogas hasta 70 Lb/pulg<sup>2</sup> man. (4.9 Kg/cm<sup>2</sup>), evitando de ese modo calentamiento excesivo del equipo de compresión.

- Los residuos que se obtienen periódicamente en los digestores productores de biogas y que se conocen como efluente (biabono líquido) y lodo residual (bioabono sólido), son excelentes mejoradores de la fertilización física, química y biológica de los suelos ácidos. Debido a que la cal es utilizada durante el proceso de producción de biogas, el bioabono es rico en calcio y magnesio. La importancia del efluente radica en que al encontrarse gran parte de su nitrógeno en forma amoniacal, este al ser incorporado al suelo, es rápidamente retenido o puede ser tomado por las plantas. La tecnología de los biodigestores considera la influencia inmediata del biogas en el agricultor, pero el fin último está en el bioabono y sus aplicaciones agrícolas.
- Los digestores de biogas se pueden considerar como alternativas tecnológicas para el desarrollo integral de las áreas rurales del Perú, porque coayudarían a solucionar los problemas de energía, fertilisantes,



contaminación y salubridad, entre otros.

- Si bien el alcance del presente trabajo a las etapas previas de la elaboración de jugos, néctares, conservas, concentrados y otros derivados de fruras por INDALSA, en su sección de extracción tanto cítricos y no cítricos nos muestra las necesidades urgentes que tiene la planta en estudio de recuperar y aprovechar los residuos obtenidos de su producción; por ser elementos esenciales en la obtención de energía, ya que de la producción total aprox., el 54,4% significan residuos orgánicos. Entonces es posible crear oportunidades de ahorro de energía en plantas agro-industriales, con fines de descubrir y suprimir todas las causas que originan una pérdida innecesaria de energía.

#### ASPECTO ECONOMICO

- La alternativa propuesta para la mejora de la producción en su líneas de eliminación de efluentes y residuos obtenidos de la producción diaria de frutas, se ha elaborado este trabajo atendiendo las necesidades urgentes de la planta aunque el periodo de retorno de la inversión es algo prolongado, sin embargo en un plazo máximo de 1 año, 3 meses se habrán logrado los objetivos perseguidos en el sistema productivo de esta planta mediante una inversión moderada que justifica largamente los objetivos de este proyecto.
- La magnitud de las decisiones que implican gastos de la

empresa es una razón suficiente para dedicar tiempo y esfuerzo a su análisis. Para poder apreciar esto, veamos como se reflejan estas decisiones, tanto en magnitud como en calidad, en los estados financieros de la empresa.

Existe una oportunidad de invertir U.S.\$ 64,791.8 para producir biogas y bioabono a partir de los residuos orgánicos, que darían como resultado ahorros anuales del orden de U.S.\$ 9,370 por pagos de transporte que en la actualidad son destinados a su eliminación, a esto habrá que agregar la posibilidad de satisfacer necesidades energéticas propias al sustituir al gas propano que son consumidos en la palnta por el biogas (metano), lograríamos ahorros anuales por el orden de U.S.\$ 3,975. Cualquiera que crea que puede evitar tomar la decisión de gastar los U.S.\$ 64,791.89, gsatará esa cantidad y todavía más, a largo plazo.

- Durante los años 1989 - 1990, en INDALSA se procesarán aprox. 8,192.6 TM. de diversas frutas, originando 4,432.2 TM. de cáscarsa residuales; de los cuales 3,600 TM serán destinados para la producción de biogas y bioabono a razón de 12 TM/día. Con ello se estarían logrando 25.800 m<sup>3</sup> de biogas (equivalente a 245 balones de 100 libras de gas propano) y 3,798 TM. de bioabono.

La capacidad estimada de la planta para el procesamiento de residuos será la siguiente:

.Base: 1 turno de 8 horas.

- .Capacidad de trabajo: Se iniciará con el 81.5 de lo instalado.
  - .Materia prima procesada: Residuos frutas: 3,600 TM.
  - .Producto obtenido:
    - Biogas: 25,800 m<sup>3</sup>/año.
    - Bioabono: 3,798 TM/año.
  - .Producción anual en 300 turnos; De esta producción de bioabono el 15% será consumida por INDALSA, disponiéndose para su comercialización el 85%, pero el biogas obtenido el íntegro será consumido por INDALSA.
  - .El 90% de la maquinaria y equipo serán evaluados como servicios en alquiler de la misma empresa.
  - .La inversión total necesaria para iniciar la producción será U.S.\$ 64,791.8
  - .Utilidad neta; U.S.\$ 50,753.2
  - .El precio de venta del bioabono será: U.S.\$ 30.0 TM.
  - .Rentabilidad de la inversión: 78.33%.
  - .Periodo de recuperación del capital invertido: 1 año, 3 meses
  - .Tasa interna de retorno: 16.3%
  - .Capital propio (INDALSA): 100%
- El estado de pérdidas y ganancias, así mismo reflejan tanto la magnitud como la calidad de las decisiones que implican gastos de la empresa. Todos los costos, las erogaciones por mano de obra, materiales, energía eléctrica, etc., son resultados de decisiones anteriores de inversión que determinan los costos actuales. De

manera similar, los ingresos brutos son básicamente el resultado de una decisión que implica gastos que se tomaron con anterioridad para producir lo deseado.

- Como se podrá observar los ahorros de energía son considerables lo que nos asegura que la alternativa propuesta para la mejora de la producción en su línea eliminación de efluentes y residuos se hará efectiva.

#### ASPECTO SOCIAL:

- Socialmente este estudio presenta alternativas como; mejora de la disposición y tratamiento de los desechos orgánicos, reduciendo la contaminación ambiental y los peligros para la salud pública, creará una nueva fuente de trabajo necesitándose para ello mano de obra de 05 personas más.
- Propicia la ampliación de las bases económicas de la planta, permitiendo el desarrollo de la agro-industria y otras actividades que elevarán la productividad de los niveles de auto-consumo. La posibilidad de dotar de energía a la planta, los cuales no tienen la posibilidad de ser atendidos por la red nacional.
- La difusión de los digestores de biogas en el sector rural debe ser canalizado por el gobierno a través de un programa nacional de biogas, en el que se considere la participación integrada de las instituciones públicas y privadas comprometidas con el desarrollo rural de los

sectores de agricultura, energía, salud educación, economía. así como el establecimiento de una política crediticia nacional que favorezca a la utilización masiva de los biodigestores.

BIBLIOGRAFIA

- (1) MANDUJANO A. MARIA ISABEL. Generación de gas combustible por fermentación anaeróbica para su utilización en áreas rurales. IIE. Mexico - VIII "Conferencia Latinoamericana de Electrificación rural". Lima- Perú, 1979.
- (2) VINIEGRA G., G. RAMIRES Y A. MUNGIA. Criterios para la utilización de digestores anaeróbicos en las áreas rurales de Mexico. Seminario sobre Energéticos: División de Estudios Superiores IPN . Junio 1979.
- (3) INSTITUTE OF SOIL AND FERTILISER. Academy of agricultural science research sichuan, China. "The utilisation and research work on digesters sludge and effluent as fertiliser". Chengdu Seminar 1979: Biogas Technology and utilisation. Sichuan Provincial office of biogas development.
- (4) KOTSE J.P. "Biological formation of CH<sub>4</sub> in anaerobic digestion. Processes leading to suitable substrates for CH<sub>4</sub> formation". Tydskr. Natuurwetensk 1969, 9(2-3), 124-43.
- (5) CASTILLO MARIA DEL PILAR. Variables que influyen en el proceso de digestión anaeróbica. I Curso-Seminario Nacional de Capacitación en Biogas, INTINTEC. DIPA - 1983.
- (6) MATEO M., CARRASCO M., ASCUE J. Producción de gas combustible a bajo costo provenientes de residuos orgánicos combinados. INTINTEC. DIPA - 1983.
- (7) N'GUESSAN KOUAME. "Valorisation energetique des tourteaux d'ananas par fermentation methanique". Ecole Nationale Superieure des industries agricoles et Alimentaries. France 1981.
- (8) MARTIN J. K., Mc MORROW, NATHAN C. BURBANK, REGINALD H. YOUNG, STEPHEN LAU, HOWARD W. KLEMMER. "Anaerobic digestion of pineapple mill wastes".
- (9) BERN SAMUEL. Utilización de la pulpa de café en la producción de gas combustible (bio-gas). Grupo de Tecnología apropiada 1978.

- (10) AMERICAN PUBLIC HEALTH ASSOCIATION. "Standard methods for the examination of water and waste water". 15th. E d. 1976.
- (11) ASCUE JOHNNY. "Sistema de digestión y tipos de digestores". I Curso-Seminario Nacional de Capacitación de Biogas. INTINTEC. DIPA 1983.
- (12) Mc GARRY MICHEAL AND STAINFORTH JILL (Edts). "Compost, fertiliser, and biogas production form human and farm wastes in the people's of China". I.D.R.C. - Ts 8e - OTTAWA 1978.
- (13) ALMADA ALFONSO FELIX. "Utilización del Biogas". I.I.E. (Instituto de Investigaciones Eléctricas) División Fuentes de Energía-Proyecto, Sistemas Energéticos Integrados. Mexico 1981.
- (14) SMITH KEN. "Methane system: Principles and Practice". Energy primer: Solar, wind and biofuels; edited by Richard Merril 1978, N.York.
- (15) CENTRO REGIONAL DE CAPACITACION E INVESTIGACIONES EN BIOGAS PARA ASIA Y EL PACIFICO. Curso de capacitación en biogas, material de enseñanza FAO-China. Chengdu, China - 1984.
- (16) VOL. I,II y III. GAS DEL ESTADO ARGENTINO."Teoría tecnología de la combustión". Junio 1976.
- (17) INDUSTRIAL WORD, Abril 1986. "Energía del aceite de palma".
- (18) SEPLAN/MA/EMBRATER/EMATER-PR/REDE DE BIOGAS/FAO LONDRINA-PR. "I encontro sobre biogas automotivo para a empresa rural". Embrater. Servicio de extensao rural. Ministerio de Agricultura. Brasilia Octubre 1984.
- (19) FAIR. G.M. & MOORE, EDWARD N. "Observations on the digestion of a sewage sludge over a wide range of temperature". Sewage work jour 9:1, P.3
- (20) ELIASSEN ROLF. "Use of nomographic charts for the design of sludge digesters". Wastes Engineering, Jul - 1957.
- (21) RANKING. R.S. "Digester capacity requirements".SWJ. 20:478, 1948.
- (22) COMMITTEE REPORT. "Standard practice in separate sludge digestion".TASCE. 103:1662, 1939.

- (23) DO NASCIMENTO JAIME G. "Biodigestor Hindú, diseño, construcción y operación". EMATER - PERNANBUCO, Brasil 1983.
- (24) SASSE LUDWIG. "La planta de Biogas". Bosquejo y detalle de plantas sencillas. GATE (centro Alemán de Tecnología Apropriada). RFA - 1984.
- (25) VILLAR CABESA CARLOMAGNO. "Método constructivo de digestores, técnicas de vaciado integral de concreto". Universidad Técnica de Cajamarca (UTC) - 1983.
- (26) SOTO LILLIA, RUIS ELIAS. "Concreto armado I". Universidad Nacional de Ingeniería (UNI) - 1983.
- (27) INSTITUTO AMERICANO DEL PETROLEO. DEFINICION DE REFINAMIENTO. "Reglas y recomendaciones para diseño y construcción de grandes tanques soldados para almacenaje a baja presión". Normas API-620 y API-650. 1979.
- (28) GOLUEKE C.G. "Temperature effects on anaerobic digestion of raw sewage sludge". SIW 30:1225.
- (29) MOORE E.W. "Thermal considerations in the design of Heated sludge digestion tanks". SWJ. 7:218.
- (30) YANES FABIAN. "Digestión anaeróbica de lodos". Centro Panaeriano de Ingeniería Sanitaria y Ciencias del Ambiente (CEPIS) - 1976.
- (31) SPIRAX - SARCO. "Velocidad de Condensación". Nuevo Curso simplificado de Vapor.
- (32) PERRY ROBERT H., CHILTON CECIL H. "Biblioteca del Ingeniero Químico". 2da. edición Mc Graw Hill. Mexico, 1986.
- (33) MANDUJANO M. ISABEL, ALMADA F., MARTINE ANA. BIOGAS. "Energía y Fertilizante a partir de desechos orgánicos". Manual para promotor de la tecnología OLADE I.I.E., 1981.
- (34) BUZWELL A.M. "The chemical mechanism of anarobic methane production". J. Bact. 29, 81 - 2
- (35) BERKER H.A. "Methane Fermentation VI. the influence of CO<sub>2</sub> reduction by molecular H". Proc. Natl. Acad. Sci. u,s, 29, 184-90.
- (36) PETERS MAX, TIMMERHAUS KLAUS. "Diseño de plantas y su evaluación económicas para Ingenieros Químicos". Mc.



Graw-Hill, Inc. London, 1968.

- (37) ESPINOZA ABDIAS. Proyectos de Inversión.  
Manual del Analista Financiero. Tomo IV - 1987.
- (38) BARRIOS NAPURI CARLOS. "La actualización de costos en la empresa y la inflación". INPET 1983  
Serie: Semilla - Instituto Peruano de Empresas de Propiedad de sus Trabajadores.
- (39) TAYLOR GEORGE A. "Toma de decisiones económicas".  
Editorial LIMUSA. Mexico - 1976.
- (40) TAYLOR GEORGE A. Tabla de Factores de tasa discreta de rendimiento. "Ingeniería Económica".